

Management Summary

Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen

April 2014

Prof. Dr. Hartmut Krause

DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, Freiberg

Dr. Matthias Werschy

DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, Freiberg

Steffen Franke

DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, Freiberg

Dr. Anne Giese

Gas- und Wärme-Institut Essen e.V., Essen

Jörn Benthin

Gas- und Wärme-Institut Essen e.V., Essen

Dr. Holger Dörr

DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des
Karlsruhe Instituts für Technologie, Karlsruhe

Management Summary

Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen

Kernaussage

Die zunehmende Ausnutzung der Gasbeschaffenheitsvorgaben des DVGW-Arbeitsblattes G 260 bleibt für viele Anwendungen noch unkritisch. Gerade im Bereich der Thermoprozesstechnik sind jedoch Prozesse bekannt, die aus Gründen der Prozessführung empfindlich auf Schwankungen der Gasbeschaffenheit bezüglich der Prozessstabilität, Produktqualität, Effizienz und Umweltverträglichkeit reagieren. Einzelfälle, in denen fluktuierende Gasbeschaffenheiten zu Produktionsproblemen geführt haben, sind heute und aus der Vergangenheit bekannt. In der Vergangenheit wurden hierfür Einzellösungen erarbeitet. Gerade für Deutschland mit seinen lokal relativ konstanten Gasbeschaffenheiten und dem breiten Einsatz von Erdgas in Industrie und Gewerbe ist die Zunahme von lokalen Schwankungen der Gasbeschaffenheit eine neue Herausforderung.

In dem im Rahmen der DVGW - Innovationsoffensive Gastechologie durchgeführten Forschungsprojekt wurden die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf eine Reihe gewerblicher und industrieller Feuerungsprozesse untersucht. Mit Hilfe von Simulationen und experimentellen Untersuchungen wurden die potentiellen Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen aufgezeigt und analysiert. Dem interdisziplinären Forscherteam gehörten Vertreter aus Wissenschaft und Industrie an. Neben der DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH und der DVGW-Forschungsstelle des Engler-Bunte-Instituts (EBI) war das Gas- und Wärme-Institut (GWI) an der Untersuchung beteiligt. Unterstützt wurde das Projekt von zahlreichen Vertretern aus Industrie, Fachverbänden und Energieversorgern.

Gasbeschaffenheitsschwankungen, selbst innerhalb der von der G260 vorgegebenen Grenzen wirken sich auf den Betrieb feuerungstechnischer Anlagen aus. Ob diese Schwankungen zu Betriebsproblemen führen oder nicht, ist jedoch in hohem Maße von der konkreten Anwendung und auch der konkreten Anlage mit ihren Mess- und Regelungseinrichtungen abhängig. Viele Systeme im Bereich der Thermoprozesstechnik sind hinreichend robust, um trotz plötzlicher Veränderungen der Gasbeschaffenheit noch innerhalb der Spezifikationen weiter betrieben werden zu können. Andere reagieren mit geringen Veränderungen bei Wirkungsgraden oder Schadstoffemissionen. Für einige sehr sensible Prozesse und Anlagen, zum Beispiel aus der Glas-, Keramik- und Metallindustrie, aber auch aus der chemischen Industrie haben Gasbeschaffenheitsschwankungen erhebliche Auswirkungen auf die Effizienz, die Schadstoffemissionen, die Lebensdauer und die Produktqualität, soweit kein geeignetes Kompensationsverfahren eingebaut ist. Als besonders gasbeschaffenheitssensibler Prozess wurden Prozesse mit direktem Medienkontakt, z.B. Glasschmelzwannen, identifiziert.

Je nach Anforderung und Möglichkeiten können die Kompensationsmöglichkeiten dem Prozess vorgeschaltet, nachgeschaltet oder im Prozess integriert sein. Vom Aufwand reichen in einigen Fällen entsprechende Systemeinstellungen, Temperaturfühler und Drucksensoren als Sensorik, bei manchen Gasanwendungen müssen die relativ kostspieligen GC- oder korrelativen Gasbeschaffenheitsmessgeräte eingesetzt werden. Angesichts der Vielfalt an gasbefeuerten Thermoprozessen gibt es keine allgemeingültige Lösung für den Umgang mit Gasbeschaffenheitsschwankungen. Die daraus erwachsenen Aufgaben sind in Handlungsempfehlungen für Hersteller, Anwender und Regelsetzer zusammengefasst und adressiert worden, um den Herausforderungen für einen auch zukünftig sicheren, wirtschaftlichen, effizienten und umweltfreundlichen Einsatz von Erdgas im Industrie- und Gewerbebereich Rechnung zu tragen.

Die Liberalisierung und Entflechtung des deutschen Erdgasmarkts, die sich ändernde Versorgungssituation in Europa sowie die zunehmende Bedeutung brennbarer Gase aus regenerativen Quellen haben zur Folge, dass die chemischen Zusammensetzungen und damit die Verbrennungseigenschaften von Gasen im deutschen Erdgasnetz in größerem Umfang als bisher räumlichen und zeitlichen Schwankungen unterworfen sein werden. Zudem wird die Einspeisung von neuen, als LNG (verflüssigtes Erdgas) angelieferten Gasen zunehmen.

Die Öffnung des Marktes für unterschiedliche Gase trägt dazu bei, die Gaspreise niedrig und auch zukünftig konkurrenzfähig zu halten. Die Zumischung regenerativer Gase ist volkswirtschaftlich sinnvoll, um z. B. die CO₂-Einsparungsziele zu erreichen und stellt somit zusammen mit modernen Gasanwendungstechniken eine Chance für die Gaswirtschaft dar. Gleichzeitig kann sie eine Lösung für die gewaltigen gesellschaftlichen Herausforderungen der Energiewende sein. Auch die Versorgungssicherheit Europas mit Erdgas ist dadurch weiterhin sichergestellt, und durch eine Diversifizierung der Gasquellen kann die Abhängigkeit von einigen wenigen Förderländern vermieden werden.

Abschlussbericht

Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen

April 2014

Prof. Dr. Hartmut Krause

DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, Freiberg

Dr. Matthias Werschky

DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, Freiberg

Steffen Franke

DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, Freiberg

Dr. Anne Giese

Gas- und Wärme-Institut Essen e.V., Essen

Jörn Benthin

Gas- und Wärme-Institut Essen e.V., Essen

Dr. Holger Dörr

DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des
Karlsruhe Instituts für Technologie, Karlsruhe

Herausgeber

DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V.

Technisch-wissenschaftlicher Verein

Josef-Wirmer-Straße 1–3

53123 Bonn

T +49 228 91885

F +49 228 9188990

info@dvgw.de

www.dvgw.de

Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen

Abschlussbericht
DVGW-Förderkennzeichen G 1/06/10

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis.....	7
Tabellenverzeichnis.....	18
Symbolverzeichnis.....	21
1. Einleitung und Motivation	23
1.1 Literaturverzeichnis.....	24
2. Kurzfassung des Abschlussberichts	25
2.1 Abstract.....	25
2.2 Einleitung	25
2.3 Grundlagen der Gasbeschaffenheit.....	26
2.4 Industrielle Erdgasnutzung	27
2.5 Wesentliche Ergebnisse des DVGW-Forschungsprojekts	29
2.5.1 Vorbetrachtungen und Grundlagen	29
2.5.2 Experimentelle Untersuchungen	33
2.5.3 Zusammenfassung der Untersuchungsergebnisse.....	34
2.5.4 Lösungsansätze.....	36
2.6 Zusammenfassung	38
2.7 Danksagung.....	40
2.8 Literaturverzeichnis.....	40
3. Recherche zu aktuellen und zukünftigen Gasbeschaffenheiten in Deutschland und Europa	42
3.1 Grenzwerte aus dem technischen Regelwerk	42
3.1.1 Situation in Deutschland.....	42
3.1.2 Harmonisierungsbestrebungen in Europa.....	46
3.2 Lagerstättendiversifizierung	48
3.2.1 Entwicklung deutschen und europäischen L-Gas-Lagerstätten.....	48
3.2.2 Entwicklung der H-Gaslagerstätten für die Pipeline-gebundene Versorgung Europas und Deutschlands.....	51
3.2.3 Entwicklung unkonventioneller Gaslagerstätten.....	53
3.2.4 Gasbeschaffenheit von Shalegas-Vorkommen	55
3.3 Flüssigerdgas – LNG	57
3.3.1 Schwankungsbreiten von Flüssiggas und Liefersituation in Europa	57
3.3.2 Szenarien für die Zumischung von LNG bis 2050.....	59
3.4 Biogaseinspeisung.....	60
3.4.1 Erwartete Schwankungsbreite von aufbereitetem und konditioniertem Biomethan.....	60
3.4.2 Eine Prognose zur Entwicklung der Biogaseinspeisung	62
3.5 Wasserstoff aus Power-to-Gas.....	64
3.5.1 Einfluss von Wasserstoff auf die brenntechnischen Kenndaten von Erdgas	66
3.5.2 Prognosen für die Wasserstoffzumischung in Deutschland	68
3.6 Synthetisches Erdgas	70
3.6.1 Herstellung und Eigenschaften von SNG	70

3.6.2	SNG Anlagenübersicht	74
3.6.3	Potenziale der SNG-Erzeugung	77
3.7	Fazit Schwankungsbreiten	78
3.9	Literaturverzeichnis	79
4.	Auswirkungen der Gasbeschaffenheitsschwankungen auf gewerbliche und industrielle Anlagen – Untersuchungsergebnisse	82
4.1	Studie, Recherche, Überblick	82
4.1.1	Übersicht von Thermoprozessanlagen hinsichtlich sensibler Prozesse bei Gasbeschaffenheitsschwankungen.....	82
4.1.1.1	Grundsätzliche Aussagen	84
4.1.1.2	Beobachtete Prozessstörungen.....	84
4.1.1.3	Reaktion und Behebung von Prozessstörungen	85
4.1.1.4	Einfluss der Gasbeschaffenheit auf einzelne Prozessschritte und -parameter	85
4.1.2	Dampf- und Heizkessel.....	86
4.2	Untersuchung von Effekten der Gasbeschaffenheits-schwankungen auf Schadstoffemissionen, Verbrennungs-eigenschaften, Energieeffizienz, Produktionskapazität und Produktqualität.....	88
4.2.1	Untersuchte Gasmatrix und Nomenklatur	88
4.2.2	Theoretische Berechnungen und Laboruntersuchungen	91
4.2.2.1	Betrachtete Gase für die theoretischen und praktischen Untersuchungen	92
4.2.2.2	Theoretische Berechnungen.....	95
4.2.2.2.1	Berechnung der Flammgeschwindigkeit.....	95
4.2.2.2.2	Berechnung der Verbrennungstemperatur	97
4.2.2.2.3	Berücksichtigung der thermischen Dissoziation der Verbrennungsgase.....	100
4.2.2.2.4	Verbrennungssimulation mit der Software „Aspen Plus“	101
4.2.2.2.5	Flammenlänge	103
4.2.2.2.6	Wirkungsgrad.....	106
4.2.2.2.7	Numerische Simulationen von laminaren Vormischflammen	106
4.2.2.3	Laboruntersuchungen	114
4.2.2.3.1	Experimenteller Aufbau.....	114
4.2.2.3.2	Ergebnisse der Laboruntersuchungen.....	117
4.2.2.3.2.1	Experimentelle Ergebnisse der Untersuchungen von Vormischflammen	117
4.2.2.3.2.2	Experimentelle Ergebnisse der Untersuchungen von Diffusionsflammen.....	124
4.2.2.4	Vergleich Messung und Simulation	126
4.2.2.5	Zusammenfassung der theoretischen und experimentellen Laborflammenuntersuchungen und Ausblicke	127
4.2.3	Untersuchung verschiedener Industriebrenner	129
4.2.3.1	Betrachtete Gase für die Brenneruntersuchungen	129
4.2.3.2	Die untersuchten Brenner	131

4.2.3.3	Numerische Simulation der untersuchten Industriebrenner	132
4.2.3.3.1	Ergebnisse der Untersuchungen für Brenner 1 bei einer konstanten Leistung von 200 kW für alle Gase	134
4.2.3.3.2	Ergebnisse der Untersuchungen für Brenner 1 bei konstanten Brenngas- und Luftvolumenströmen.....	140
4.2.3.3.3	Vergleich der Simulationsergebnisse aller untersuchten Brenner bei einer konstanten Leistung von 200 kW	149
4.2.3.4	Messtechnische Untersuchung der Brenner	152
4.2.3.4.1	Versuchsaufbau	152
4.2.3.4.2	Versuchsdurchführung.....	154
4.2.3.4.3	Auswertung der experimentellen Untersuchung der Industriebrenner	155
4.2.3.4.3.1	Szenario I	155
4.2.3.4.3.2	Szenario II	159
4.2.3.4.3.3	Szenario III	165
4.2.3.5	Fazit der Brenneruntersuchungen	173
4.2.4	Untersuchung von gewerblichen und industriellen Anwendungen.....	173
4.2.4.1	Untersuchung der Auswirkung von Gasbeschaffenheitsschwankungen am Beispiel des Heiz- und Dampfkessels	174
4.2.4.1.1	Numerische Untersuchung eines Heizkessels	175
4.2.4.1.2	Experimentelle Untersuchungen verschiedener Heizkessel und -brenner	179
4.2.4.1.2.1	Versuchsaufbau	179
4.2.4.1.2.2	Mischgasbereitstellung, Erfassung vorhandener Beschaffenheitsschwankungen am Standort Freiberg ..	183
4.2.4.1.2.3	Experimentelle Untersuchungen des Hochgeschwindigkeitsbrenners	187
4.2.4.1.2.4	Experimentelle Untersuchungen des Gebläsebrenners	198
4.2.4.1.2.5	Experimentelle Untersuchungen des Brennwertkessels – Industriekesseltyp 2	227
4.2.4.1.2.6	Fazit und Schlussfolgerung aus den durchgeführten Mess- und Simulations-ergebnissen für die untersuchten Heizkessel	236
4.2.4.2	Untersuchung der Auswirkung von Gasbeschaffenheitsschwankungen am Beispiel der Glasschmelzprozesses	238
4.2.4.2.1	Numerische Simulation einer Glasschmelzwanne	240
4.2.4.2.1.1	Allgemeine Randbedingungen und Einstellparameter... ..	240
4.2.4.2.1.2	Ergebnisse der Simulationen für die Glasschmelzwanne bei konstanten Brenngas- und Luftvolumenströmen	242
4.2.4.2.1.3	Ergebnisse der Simulationen für die Glasschmelzwanne bei konstanter Luftzahl und konstantem Brenngasvolumenstrom	245

4.2.4.2.1.4	Fazit und Schlussfolgerung aus den durchgeführten Simulationsergebnissen für den untersuchten Glasschmelzprozess	252
4.2.5	Fazit der durchgeführten Untersuchungen	253
4.3	Literaturverzeichnis	255
5.	Ansätze zur Kompensation von Gasbeschaffenheits-änderungen	259
5.1	Allgemeine Betrachtung einer Gasanwendung	259
5.2	Gaseigenschaften aus messtechnischer Sicht	261
5.3	Ansatzpunkte für Kompensationsverfahren	265
5.3.1	Quellenseitiger Kompensationsansatz für PtG	265
5.3.2	Netzseitige Kompensationsansätze	265
5.3.3	Anwendungsseitige Kompensationsansätze	266
5.3.3.1	Messung vor der Verbrennung	269
5.3.3.1.1	Luftmengenmessung	269
5.3.3.1.2	Gasmengen- und Gasbeschaffenheitsmessungen	269
5.3.3.1.2.1	Erdgasanalyse mittels Gaschromatografie (NGA-GC) ..	269
5.3.3.1.2.2	Korrelative Messsysteme	270
5.3.3.1.2.3	Kontinuierliche Verbrennungskalorimeter	271
5.3.3.1.2.4	Messgeräte zur Bestimmung des Luftbedarfs	271
5.3.3.2	Messung während der Verbrennung	275
5.3.3.2.1	Messung von Prozesstemperaturen	275
5.3.3.2.2	Ionisationsstrommessung	276
5.3.3.2.3	Flammenlumineszenzmessungen	276
5.3.3.3	Messung nach der Verbrennung	279
5.3.3.3.1	O ₂ -Regelung	279
5.3.3.3.2	CO-Regelung	280
5.3.3.3.3	Kombinierte CO/O ₂ -Regelung.....	280
5.3.3.4	Prozessankopplung der Messergebnisse.....	280
5.3.4	Gasbeschaffenheitstolerante Luftzahleinstellung	282
5.4	Fazit Kompensationsansätze	282
5.5	Literaturverzeichnis	283
6.	Handlungsempfehlungen und Entwicklungsbedarf	286
6.1	Handlungsempfehlungen für Betreiber und Hersteller von gewerblichen und industriellen Anlagen sowie der Komponentenhersteller	288
6.2	Handlungsempfehlungen für Gasversorger und Netzbetreiber	290
6.3	Handlungsempfehlungen an die Normungs- und Regelwerks-gremien	291
6.4	Weiterer Forschungs- und Entwicklungsbedarf	292
6.5	Fazit und Ausblick	293
6.6	Literaturverzeichnis	294
7.	Anhang	295

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1:	Matrix der untersuchten Testgase im H- und L-Gas-Bereich	29
Abbildung 2-2:	Einschätzung der Empfindlichkeit verschiedener Thermoprozesse in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen	35
Abbildung 3-1:	Gültigkeitsbereiche der zweiten Gasfamilie für Wobbe-Index und Brennwert nach DVGW-Arbeitsblatt G 260 [3.1].....	43
Abbildung 3-2:	Wobbe-Index in Deutschland verteilter Erdgase H von 1985 bis 2011 (Jahresdurchschnitt) nach [3.3].....	45
Abbildung 3-3:	Festgelegte $W_{s,n}$ -Grenzen in Europa (Max und Min nach EN437 und EASEE-Gas) sowie typische Werte nach Marcogaz [3.4]	46
Abbildung 3-4:	Unterschiedliche Wobbe-Index-Bereiche in Europa ($W_{s,n}$ -oberer Wobbe-Index, 47	
Abbildung 3-5:	Aktuelle $W_{s,n}$ -Verteilung in Europa (Stand 2004) [3.4].....	47
Abbildung 3-6:	Zielstellung für die Harmonisierung der Gasbeschaffenheiten in Europa [3.4] ...	48
Abbildung 3-7:	Verteilung der Netzgebiete von H- und L-Gas in Deutschland [3.7].....	49
Abbildung 3-8:	Entwicklung der sicheren und wahrscheinlichen Erdgasreserven in Deutschland 1960 bis 2012 [3.8].....	50
Abbildung 3-9:	Förderprognose für Niederlande [3.9].....	51
Abbildung 3-10:	Vergleich des Primärenergieeinsatzes 2020 verschiedener Klimaschutzszenarien [3.10]	52
Abbildung 3-11:	Vergleich des Primärenergieeinsatzes 2030 verschiedener Klimaschutzszenarien – relativ zu 2008 [3.10].....	53
Abbildung 3-12:	Prognose USA [3.11]	54
Abbildung 3-13:	Prognose Europa [8.5]	55
Abbildung 3-14:	Gasbeschaffenheit – CBM; Mittelwert mehrerer Lagerstätten (Virginia, Pennsylvania).....	55
Abbildung 3-15:	Gasbeschaffenheit – Shalegas; Bsp. New Albany Shale	56
Abbildung 3-16:	Transportwege und Zielhäfen für LNG in Europa [3.13]	57
Abbildung 3-17:	Schwankungsbreiten der LNG-Bestandteile, des Wobbe-Index und des Brennwertes (Probenquerschnitt)	58
Abbildung 3-18:	Vergleich der Prognosen 2005 und 2010 für die Weltmarkt-LNG-Nachfrage [3.14]	59
Abbildung 3-19:	LPG-Zumischung für verschieden aufbereitete Biogase und Zielbrennwerte inkl. der Gasgemisch-Kennwerte Wobbe-Index und CO ₂ -Anteil	61
Abbildung 3-20:	Die Entwicklung der Biogasproduktion zur Vorort-Verstromung in Deutschland [3.16]	63
Abbildung 3-21:	projektierte Biogaseinspeiseanlagen und Einspeisekapazität [3.16].....	63

Abbildung 3-22: Verfahrensstufen der Wasserstofferzeugung und der Methanisierung aus Strom von regenerativen Energiequellen zur Einspeisung in das Erdgasnetz. Quelle: DBI GUT.....	65
Abbildung 3-23: Konvergenz von Strom- und Gasnetz durch Power-to-Gas-Anwendungen. Quelle: DBI GUT.....	66
Abbildung 3-24: Einfluss der Zumischung von Wasserstoff, Stickstoff und Propan auf Brennwert und Wobbe-Index verschiedener Grundgase (Nordsee H, Russ. Erdgas H).....	67
Abbildung 3-25: Berechnung einiger brenntechnischer Kenndaten im Fall der Zumischung von Wasserstoff zu Erdgas H. BMU siehe [3.19], siehe [3.1].....	68
Abbildung 3-26: Szenarienvergleich im Bezug des möglichen Wasserstoffanteils (Prognosewerte bezogen auf den Energiegehalt) im Erdgasnetz [3.19, 3.20, 3.18].....	69
Abbildung 3-27: Umwandlung von Strom zu Methan [3.23], vgl. auch Pkt. 3.5.....	71
Abbildung 3-28: Vereinfachter Prozesspfad bei der SNG-Herstellung.....	72
Abbildung 3-29: Prozessschema der SNG-Anlage in Güssing [3.25].....	74
Abbildung 4-1: Klassifizierung von industriellen Thermoprozessanlagen.....	82
Abbildung 4-2: Diffusionsflammen Freistrahlbrenner mit direktem Kontakt [4.4] auf Basis von Erdgas.....	83
Abbildung 4-3: Brennertechnik (Keramische Strahlungsbrenner) in der Glas- und Keramikindustrie auf Basis von Erdgas [4.4].....	84
Abbildung 4-4: Prinzipieller Aufbau eines Dampfkessels [4.8].....	86
Abbildung 4-5: Brennwert in Abhängigkeit vom Wobbe-Index unter Berücksichtigung der zulässigen Schwankungsbreiten für H- und L-Gase (DVGW G 260, März 2013).....	89
Abbildung 4-6: Matrix der in den Untersuchungen eingesetzten Grenzgase im Vergleich zu den vorkommenden Gasbeschaffenheiten.....	90
Abbildung 4-7: Darstellung der untersuchten Gaszusammensetzungen an den 3 Forschungsstellen.....	91
Abbildung 4-8: Änderung der Luftzahl in Abhängigkeit vom Brenngas und der Luftzahleinstellung für das Referenzgas H-Gas Ref._EBl.....	93
Abbildung 4-9: Gasmatrix der Forschungsstelle DBI mit Nomenklatur der einzelnen Messpunkte im DVGW G 260 - Schwankungsbereich.....	95
Abbildung 4-10: Vergleich der Flammgeschwindigkeiten in cm/s für die betrachteten Brenngasgemische im H-Gas-Kennfeld.....	96
Abbildung 4-11: Vergleich der Flammgeschwindigkeiten in cm/s für die betrachteten Brenngasgemische im L-Gas-Kennfeld.....	97
Abbildung 4-12: Vergleich der Verbrennungstemperaturverläufe in °C der betrachteten Brenngasgemische im H-Gas-Kennfeld bei konstanter Luftmenge und bei konstanter Luftzahl ($\lambda = 1,15$).....	99

Abbildung 4-13: Vergleich der Verbrennungstemperaturverläufe in °C der betrachteten Brenngasgemische im L-Gas-Kennfeld bei konstanter Luftmenge und bei konstanter Luftzahl ($\lambda = 1,15$)	100
Abbildung 4-14: Foto der Brennermatrix eines 100 kW-Industriekessels mit Vergrößerung zur genauen Betrachtung der Feinstruktur	104
Abbildung 4-15: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,08$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit G 260-Schwankungsbereich.....	108
Abbildung 4-16: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,08$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit ± 2 %- W_s -Schwankungsbereich. 108	
Abbildung 4-17: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,15$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit G 260-Schwankungsbereich.....	109
Abbildung 4-18: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,15$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit ± 2 %- W_s -Schwankungsbereich. 109	
Abbildung 4-19: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,2$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit G 260-Schwankungsbereich.....	110
Abbildung 4-20: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,2$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit ± 2 %- W_s -Schwankungsbereich. 110	
Abbildung 4-21: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,3$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit G 260-Schwankungsbereich.....	111
Abbildung 4-22: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,3$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit ± 2 %- W_s -Schwankungsbereich. 111	
Abbildung 4-23: Reaktionspfadanalyse bei Hüb = 0 mm, $\lambda = 1,15$ ohne Luftzahlkonstanthaltung	113
Abbildung 4-24: Reaktionspfadanalyse für Hüb = 0 mm, Brenngas "H-Gas 3_EBI", $\lambda = 1,08$, links ohne, rechts mit Luftzahlkonstanthaltung	114
Abbildung 4-25: Experimenteller Versuchsaufbau für die Flammenreihenuntersuchung an Laborbrennern mit einer Gasmischanlage auf Basis von thermischen Massendurchflussreglern (1), einem Gasfilter (2), dem Brenner und der Verbrennungsdiagnostik	115
Abbildung 4-26: links, Diffusionsbrenner: 1) Kern-, 2) Ringströmungsdüse, 3 und 7) Kernströmungs-führung, 4) -gleichrichter, 5) Lochplatte, 6) Kernströmungsmantel, 8) Ringströmungszuführung, 9) -mantel, 10) Ringleitung, 11) Ringströmungsgleichrichter; rechts Vormischbrenner: 1) und 3) Gemisch-, 2) und 5) Ringstromzuführung, 4) Vormischzone, 6) Lochplatte, 7) und 8) Sintermetall, 9) Glaskugelschüttung, 10) Lochmatrix [4.21].....	116
Abbildung 4-27: Abhängigkeit des OH*-Signals bei $\lambda = 310$ nm in Abhängigkeit von der Luftzahl bei unterschiedlichen Brenngasbeschaffenheiten und als Funktion von Hüb, laminare Vormischflamme, $\lambda = 1,15$ für H-Gas Ref._EBI	118

Abbildung 4-28: Schadstoffemissionen für Vormischflammen bei Schwankungen im G 260-Band ohne Luftzahlkonstanthaltung, λ -Wert nur für „H-Gas Ref_EBI“-Zusammensetzung, unteres Diagramm.....	121
Abbildung 4-29: Schadstoffemissionen für Vormischflamme bei Schwankungen im $\pm 2\%$ - W_s -Band ohne Luftzahlkonstanthaltung, λ -Wert nur für „H-Gas Ref_EBI“-Zusammensetzung, unteres Diagramm Messwerte aus oberem Diagramm auf 3 % O ₂ -Gehalt im Abgas bezogen	122
Abbildung 4-30: Schadstoffemissionen für Vormischflammen bei Schwankungen im G 260-Band mit Luftzahlkonstanthaltung und bezogen auf 3 % Restsauerstoff im Abgas....	123
Abbildung 4-31: Schadstoffemissionen für Vormischflammen bei Schwankungen im $\pm 2\%$ - W_s -Band mit Luftzahlkonstanthaltung und bezogen auf 3 % Restsauerstoff im Abgas....	123
Abbildung 4-32: Falschfarbendarstellung der Chemolumineszenzaufnahmen bei $\lambda = 310$ nm als Funktion der Gasbeschaffenheit, Brenngasnamen kennzeichnen ungefähre Flammenkegelhöhe anhand des OH*-Signals.....	125
Abbildung 4-33: Schadstoffemissionen für Diffusionsflammen	125
Abbildung 4-34: Vergleich der CO-Werte aus Messergebnissen (bezogen auf einen Restsauerstoffgehalt von 0 %) und Flammensimulationen	127
Abbildung 4-35: Brennwert in Abhängigkeit vom Wobbe-Index unter Berücksichtigung der zulässigen Schwankungsbreiten für H- und L-Gase mit den Grenzen G 260 (Stand März 2013)	131
Abbildung 4-36: Untersuchte Industriebrenner.....	132
Abbildung 4-37: Abbildung des GWI-Versuchsofen und des Brenners 1	133
Abbildung 4-38: Stromlinien des Gases und der Luft bei der Verbrennung von H-Gas Ref_GWI (die Farbskala definiert die Geschwindigkeiten in m/s)	135
Abbildung 4-39: CO-Verteilung in ppm in der vertikalen Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung der untersuchten H- und L-Gase	136
Abbildung 4-40: Temperaturverteilung auf der Wandoberfläche des Ofens in °C bei der Verbrennung der untersuchten H- und L-Gase	137
Abbildung 4-41: Gesamtwärmestromdichteverteilung in W/m ² an den Wänden bei der Verbrennung der untersuchten H- und L-Gase	138
Abbildung 4-42: Umstellung von H-Gas 3_GWI auf H-Gas 1_GWI.....	141
Abbildung 4-43: Temperaturverteilung in °C in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von H-Gas 3_GWI und H-Gas 1_GWI (Volumenströme sind konstant).....	142
Abbildung 4-44: CO-Verteilung in ppm in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von H-Gas 3_GWI und H-Gas 1_GWI (Volumenströme sind konstant).....	143
Abbildung 4-45: Gesamte Wärmestromdichteverteilung in W/m ² an den Wänden bei der Verbrennung von H-Gas 3_GWI und H-Gas 1_GWI (Volumenströme sind konstant).....	143
Abbildung 4-46: Umstellung von H-Gas 1_GWI auf H-Gas 3_GWI.....	145

Abbildung 4-47: Temperaturverteilung in °C in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von H-Gas 1_GWI und H-Gas 3_GWI (Volumenströme sind konstant).....	146
Abbildung 4-48: CO-Verteilungen in ppm in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von H-Gas 1_GWI und H-Gas 3_GWI (Volumenströme sind konstant).....	147
Abbildung 4-49: Gesamte Wärmestromdichteverteilung in W/m ² an den Wänden bei der Verbrennung von H-Gas 1_GWI und H-Gas 3_GWI (Volumenströme sind konstant).....	148
Abbildung 4-50: Vergleich der Temperaturverteilungen in °C in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von verschiedenen H-Gaszusammensetzungen für alle 4 untersuchten Brenner (Leistung = konstant 200 kW)	150
Abbildung 4-51: Vergleich der CO-Verteilungen in ppm in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von verschiedenen H-Gaszusammensetzungen für alle 4 untersuchten Brenner (Leistung = konstant 200 kW)	151
Abbildung 4-52: Schematische Darstellung der GWI-Versuchsanlage mit eingebautem COSTAIR-Brenner.....	153
Abbildung 4-53: Aufnahme des GWI-Versuchsstandes (Nassheuer-Ofen).....	154
Abbildung 4-54: CO ₂ -Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für die untersuchten Gaszusammensetzungen (Brenner 2, konstante Leistung).....	156
Abbildung 4-55: Temperaturverlauf im Ofen entlang der Brennerachse für die untersuchten Gaszusammensetzungen (Brenner 2, konstante Leistung)	157
Abbildung 4-56: CO-Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für die untersuchten Gaszusammensetzungen (Brenner 2, konstante Leistung)	158
Abbildung 4-57: NO _x -Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für die untersuchten Gaszusammensetzungen (Brenner 2, konstante Leistung).....	158
Abbildung 4-58: Temperaturverteilung im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario II, Fall1)	161
Abbildung 4-59: NO _x -Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario II, Fall1)	162
Abbildung 4-60: Temperaturverteilung im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario II, Fall2)	163
Abbildung 4-61: NO _x -Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario II, Fall 2)	164
Abbildung 4-62: Temperaturverlauf im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario III, Fall 1).....	166
Abbildung 4-63: Sauerstoffkonzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario III, Fall 1)	167
Abbildung 4-64: CO-Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario III, Fall 1).....	168
Abbildung 4-65: NO _x -Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario III, Fall 1).....	169

Abbildung 4-66:	O ₂ -Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario III, Fall 2).....	171
Abbildung 4-67:	Temperaturverlauf im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario III, Fall 2).....	171
Abbildung 4-68:	CO-Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario III, Fall 2).....	172
Abbildung 4-69:	NO _x -Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario III, Fall 2).....	172
Abbildung 4-70:	Schematischer Aufbau eines Dampfkessels mit anschließender Kesselanlage [4.26]	174
Abbildung 4-71:	Modell des untersuchten Kessels mit der Auswertungsebene	175
Abbildung 4-72:	Temperaturverteilung in °C in der Brennerebene bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstanter Druckverlust des Brenners und konstanter Luftvolumenstrom)	176
Abbildung 4-73:	CO-Verteilung in ppm in der Brennerebene bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstanter Druckverlust des Brenners und konstanter Luftvolumenstrom)	177
Abbildung 4-74:	Verteilung der Gesamtwärmestromdichte in W/m ² auf der Innenwand der Brennkammer bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstanter Druckverlust des Brenners und konstanter Luftvolumenstrom).....	177
Abbildung 4-75:	Schematischer Aufbau des Prüfflammrohres für den Industrie-Brennerteststand gemäß DIN EN 676 [4.28].....	180
Abbildung 4-76:	Blockschaltbild Versuchsaufbau Industriekessel	181
Abbildung 4-77:	Einflüsse von H ₂ , N ₂ , C ₃ H ₈ auf die Brenngaseigenschaften	184
Abbildung 4-78:	Verlauf des Anteils an CH ₄ , gemessen während des Untersuchungszeitraumes vom 25.07.2012 bis 01.03.2013.....	185
Abbildung 4-79:	Verlauf der Gehalte an CO ₂ , C ₂ H ₆ , C ₃ H ₈ , N ₂ im Freiburger Erdgas gemessen über den Untersuchungszeitraum vom 25.07.2012 bis 01.03.2013	186
Abbildung 4-80:	Abweichungen der verbrennungstechnischen Kennwerte Heizwert, Brennwert und oberer Wobbe-Index von den Durchschnittswerten mit zugehörigen 2%-Abweichungsgrenzen.....	187
Abbildung 4-81:	Abhängigkeit der gemessenen Luftzahlen vom Brennwert, Variante 1, konstanter Luftbedarf; Vergleich mit Verbrennungsrechnung	188
Abbildung 4-82:	Gemessene Luftzahlen bei Variation des Luftbedarfs, Variante 2, in Abhängigkeit vom Brennwert; Vergleich mit Verbrennungsrechnung	188
Abbildung 4-83:	Gemessene Sauerstoffkonzentration im Abgas in Abhängigkeit vom Brennwert des Mischgases (H-Gas).....	189
Abbildung 4-84:	Vergleich zwischen Berechnung und Messung hinsichtlich der Sauerstoffkonzentration im Abgas (H-Gas)	189

Abbildung 4-85: Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Kohlenmonoxidkonzentration im Abgas (H-Gas)	190
Abbildung 4-86: Vergleich der CO-Konzentrationen im Abgas für alle im L-Gas-Kennfeld vorgesehenen Messpunkte; Differenzierung zwischen Brennerfahrweise mit konstanter Luftmenge bzw. mit konstanter Luftzahl (Hochgeschwindigkeitsbrenner).....	192
Abbildung 4-87: Vergleich der CO-Konzentrationen im Abgas für alle im H-Gas-Kennfeld vorgesehenen Messpunkte; Differenzierung zwischen Brennerfahrweise mit konstanter Luftmenge bzw. mit konstanter Luftzahl (Hochgeschwindigkeitsbrenner).....	192
Abbildung 4-88: Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Stickoxidkonzentration im Abgas (Hochgeschwindigkeitsbrenner).....	193
Abbildung 4-89: Falschfarbenbild: typische Flammenaufnahme im Brennraum des PFR; Kennzeichnung des Flammelements und des Ofenraumelements; Blickwinkel 45, Referenzgas H-Gas Ref._DBI, Hochgeschwindigkeitsbrenner	194
Abbildung 4-90: Vergleich der berechneten Verbrennungstemperatur mit den gemessenen Temperaturen in Flamme und Ofenraum (H-Gas-Mischungen, Hochgeschwindigkeitsbrenner).....	195
Abbildung 4-91: Einfluss der Luftzahl bzw. Luftmenge auf die Ofenraumtemperatur für H-Gas-Mischungen (Brennstoffmenge 6 m ³ /h, Hochgeschwindigkeitsbrenner)	196
Abbildung 4-92: Falschfarbenbild der Gas-zusammensetzung des Eckpunktes H-Gas 2-2%_DBI (Hochgeschwindigkeitsbrenner).....	197
Abbildung 4-93: Falschfarbenbild der Gas-zusammensetzung des Eckpunktes H-Gas 1-2%_DBI (Hochgeschwindigkeitsbrenner).....	197
Abbildung 4-94: Wasserstoffzumischung bei Grundgasen unterschiedlicher Beschaffenheit	199
Abbildung 4-95: Verlauf des CO Gehaltes sowie der Temperaturen im Ofenraum und im Abgas während der schrittweisen Verringerung des Brennraums (Normbrennraum, Gas-Gebläsebrenner), H-Gas Ref._DBI	200
Abbildung 4-96: Abschätzung der Flammenlänge im Freibrand (H-Gas Ref._DBI)	201
Abbildung 4-97: Vergleich Flammenlänge bei H-Gas Ref._DBI und H-Gas 3_DBI; CO-Werte und Abgastemperaturen bei stückweise verkürzten Brennräumen (Sauerstoffgehalt im Abgas ist von 3 % bei H-Gas Ref._DBI auf 1 % bei H-Gas 3_DBI zurück gegangen); 100 kW-Gebläsebrenner, eingestellt auf Referenzgas Ref._DBI (Gas-Gebläsebrenner)	202
Abbildung 4-98: Verlauf des CO-Gehaltes im Abgas bei Änderung des Restsauerstoffgehaltes, Messdaten für beide Brennräume (lang und kurz), 100 kW-Gebläsebrenner, PFR300, H-Gas Ref._DBI (Gas-Gebläsebrenner).....	204
Abbildung 4-99: Verlauf der Verbrennungsleistung, des abgeführten Wärmestroms und des Brenngas-volumenstroms im Normzustand bei Änderung der Gasbeschaffenheit im H-Gas Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI; 3 % O ₂ zu Beginn (Gas-Gebläsebrenner)	206

Abbildung 4-100: Verlauf der Temperaturen am Brennermund, im Ofenraum, im Abgas bei Änderung der Gasbeschaffenheit im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI bei 3 % O ₂ im Abgas (Gas-Gebläseburner)	207
Abbildung 4-101 Optische Flammenbewertung im sichtbaren Wellenlängenbereich (400-800 nm) bei Gas-beschaffenheitswechsel mit H-Gas Ref._DBI (oben), Gase im Kennfeld H-Gas 1_DBI (Mitte) und H-Gas 3_DBI (unten), Gas-Gebläseburner. Flamme von rechts nach links ausgebildet. Brenner auf Referenzgas H-Gas Ref._ DBI eingestellt ($\lambda = 1,135$ und Rest- O ₂ = 2,5 Vol-%).....	209
Abbildung 4-102: Optische Flammenbewertung im UV-Bereich (306,4 nm) zur Ermittlung der OH-Verbrennungsradikale bei Gasbeschaffenheits-wechsel mit H-Gas Ref._DBI (oben), Gase im Kennfeld H-Gas 1_DBI (Mitte) und H-Gas 3_DBI (unten), Gas-Gebläseburner, Flamme von oben nach unten ausgebildet. Zahlen rechts: OH-Intensitäten	210
Abbildung 4-103: Verlauf der Abgaskomponenten NO und NO ₂ bei Änderung der Gasbeschaffenheit im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI bei 3% O ₂ im Abgas (Gas-Gebläseburner)	212
Abbildung 4-104: Verlauf der Abgaskomponenten CO, CO ₂ und O ₂ bei Änderung der Gasbeschaffenheit im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI; 3% O ₂ im Abgas (1. Parallelversuch, 07.02.2013, Gas-Gebläseburner)	213
Abbildung 4-105: Verlauf der Abgaskomponente CO für 3 verschiedene Restsauerstoffgehalte (2 %, 2,5 %, 3 %) zu Messbeginn bei Änderung der Gasbeschaffenheit im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI (3. Parallelversuch, 13.02.2013, Gas-Gebläseburner)	214
Abbildung 4-106: Wechsel von einem niederkalorischen H-Gas zu einem hochkalorischen H-Gas in einem ± 2 % Wobbe-Index-Band am DBI-Kesselprüfstand (Gas-Gebläseburner)	216
Abbildung 4-107: Verlauf der Verbrennungsleistung, des abgeführten Wärmestroms und des Gasvolumenstroms im Normzustand bei stufenweiser (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas (04.02.2013), 3 % O ₂ -Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI.	218
Abbildung 4-108: Verlauf der Temperaturen am Brennermund, im Ofenraum und im Abgas bei stufenweiser (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas (3 % O ₂ -Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI)	219
Abbildung 4-109: Verlauf der Temperaturen am Brennermund, im Ofenraum und im Abgas bei sprunghafter (16,7 Vol.%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas (3 % O ₂ -Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI). Erdgas = H-Gas Ref._DBI.....	220
Abbildung 4-110: Verlauf der Temperatur am Brennermund für drei verschiedene Brennräume bei der stufenweisen (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.-%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas, Erdgas H-Gas Ref._DBI (3 % O ₂ -Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI). Erdgas = H-Gas Ref._DBI.....	222
Abbildung 4-111: Falschfarbenbilder der Flammen im sichtbaren Wellenlängenbereich (400-800 nm) mit H-Gas Ref._DBI (oben) und einem Gasmisch mit 16,7 Vol.-% H ₂ (unten). Aufnahme OPTOSOS. 3 % O ₂ -Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI.	223

Abbildung 4-112: Falschfarbenbilder der Brennerflamme im UV- Wellenlängen-bereich mit Erdgas (oben), Gasgemische mit 4 Vol.-% H ₂ (zweites), 6 Vol.-% H ₂ (drittes), 10 Vol.-% H ₂ (viertes). 3 % O ₂ -Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI.....	224
Abbildung 4-113: Verlauf der Abgaskomponenten NO und NO ₂ bei stufenweiser (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.-%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas. 3 % O ₂ -Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI	225
Abbildung 4-114: Verlauf der Abgaskomponenten CO, CO ₂ und O ₂ bei sprunghafter (16,7 Vol.-%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas (3 % O ₂ -Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI)	226
Abbildung 4-115: Vergleich Flammenbilder für H-Gas 1_DBI und H-Gas 3_DBI (Flächenbrenner)	228
Abbildung 4-116: Industriekesseltyp 2 – Zeichnung des Brennrauminnen mit Positionen der Temperaturmessstellen (Flächenbrenner).....	229
Abbildung 4-117: Temperaturverteilung innerhalb des Brennraums während der Gasbeschaffenheitswechsel von H-Gas Ref._DBI zu H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI zu H-Gas Ref._DBI (Flächenbrenner)	230
Abbildung 4-118: CO ₂ und Restsauerstoffkonzentration O ₂ im Abgas während der Gasbeschaffenheitswechsel von H-Gas Ref._DBI zu H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI zu H-Gas Ref._DBI (Flächenbrenner).....	231
Abbildung 4-119: CO und NO _x Konzentration sowie Temperatur im Abgas während der Gasbeschaffenheitswechsel von H-Gas Ref._DBI zu H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI zu H-Gas Ref._DBI (Flächenbrenner).....	232
Abbildung 4-120: Wirkungsgrad der Messung von H-Gas Ref._DBI zu H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI zu H-Gas Ref._DBI (25.09.2012, Flächenbrenner)	233
Abbildung 4-121: Zeitlicher Verlauf der Temperaturen im Brennraum mit zunehmender Wasserstoffkonzentration (Flächenbrenner).....	234
Abbildung 4-122: Zeitlicher Verlauf der Abgasmesswerte CO ₂ und O ₂ mit zunehmender Wasserstoffkonzentration (Flächenbrenner).....	235
Abbildung 4-123: Zeitlicher Verlauf der Abgasmesswerte CO und NO _x und der Abgastemperatur mit zunehmender Wasserstoffkonzentration (Flächenbrenner).....	235
Abbildung 4-124: Vergleich optische Flammenuntersuchung (sichtbarer Wellenlängenbereich) für H-Gas Ref._DBI und H-Gas maxH ₂ _DBI (Flächenbrenner).....	236
Abbildung 4-125: Schematischer Aufbau einer U-Flammenwanne [4.33]	238
Abbildung 4-126: Schematische Darstellung der Underportfeuerung [4.34].....	239
Abbildung 4-127: Flammenbilder in der Glasschmelzwanne [4.35].....	239
Abbildung 4-128: Prinzipschema der Wärmeübertragung in einer Glasschmelzwanne [4.36].....	240
Abbildung 4-129: Geometrie der untersuchten Glaswanne	241
Abbildung 4-130: Simulierte Gasbeschaffenheitsänderungen	241
Abbildung 4-131: Geometrie der Glaswanne mit den Darstellungsebenen	243

Abbildung 4-132: CO-Verteilung in ppm in der Brennebene 1 bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstante Gas- und Luftvolumenströme)	244
Abbildung 4-133: Gesamte Wärmestromdichteverteilung in W/m ² auf der Glasbadoberfläche bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstante Gas- und Luftvolumenströme)	244
Abbildung 4-134: Temperaturverteilung in °C in der Brennebene bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05).....	247
Abbildung 4-135: CO-Verteilung in ppm in der bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05).....	247
Abbildung 4-136: Gesamtwärmestromdichte-Verteilung in W/m ² auf dem Glasbad bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05) .	248
Abbildung 4-137: Temperaturverteilung in °C in der Höhe von 100 mm über dem Glasbad bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05) .	248
Abbildung 4-138: Temperaturverteilung in °C in der Brennebene 1 bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05)	249
Abbildung 4-139: Temperaturverteilung in °C in der Brennebene 2 bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05)	249
Abbildung 4-140: Geschwindigkeitsverteilung in m/s in der Höhe von 100 mm über dem Glasbad bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05)	250
Abbildung 4-141: Stromlinien (die Farbskala definiert die Geschwindigkeit in m/s) der Gas- und Luftzufuhr bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05)	250
Abbildung 4-142: Verteilung der Wandtemperatur in °C bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (V _{Gas} = 383,3 m ³ /h; Luftzahl λ = 1,05)	251
Abbildung 4-143: Simulation einer flachen Vormischflamme mit niedriger Luftzahlvorgabe ohne und mit Kompensation bei Gasbeschaffenheitsschwankungen im ±2 %-W _s -Band ..	255
Abbildung 5-1: Einfluss der Eigenschaften von Gas und Oxidator auf die Leistung, Effizienz, Emission an Schadstoffen und den Prozess	260
Abbildung 5-2: Molekulare Struktur der Alkane von Methan bis zu isomeren Butanen, mit dem jeweiligen Brennwert und dem Anstieg des Brennwertes zum vorherigen Alkan [5.3]	262
Abbildung 5-3: Molarer Brennwert als Funktion der a) molaren Masse und b) der Schallgeschwindigkeit bei Normzustand (Analyse der Kohlenwasserstoffe aus 210 Erdgasanalysen) [5.3]	263
Abbildung 5-4: Physikalische Eigenschaften der Alkane aufgetragen über die Anzahl der Kohlenstoffatome [5.3]	263
Abbildung 5-5: Prinzipielle Messvarianten für eine adaptive Verbrennungs-/Prozessregelung [5.6]	266

Abbildung 5-6:	Schematische Darstellung der Informationsflüsse in einer Feuerungssteuerung [5.8]	267
Abbildung 5-7:	Elektronische Brennstoff-Luft-Verbundregelung mit CO/O ₂ -Abgassensorik an einem Heizkessel für Öl- oder Gasbetrieb [5.9]	268
Abbildung 5-8:	Schematische Darstellung des innovativen VDEh-BFI-Messgeräts für Gasbeschaffenheiten [5.16]	272
Abbildung 5-9:	Beispielhafte Gaszusammensetzung des Prozessgases in der Stahl- und Eisenindustrie gemessen mit dem VDEh-BFI Demonstrator nach Abbildung 5-8 [5.16]	273
Abbildung 5-10:	Strahlungsspektrum in industriellen Thermoprozessanlagen mit Gesamt-, Ruß-, Wand- und Gasstrahlung durch OH*-Radikale	277
Abbildung 5-11:	Mögliches Regelsystem auf Basis der Messung von OH*-Verbrennungsradiakalen [5.23]	278
Abbildung 5-12:	Der CO-Sensor CarboSen [5.27]	280
Abbildung 6-1:	Einschätzung der Empfindlichkeit verschiedener industrieller Thermoprozesse in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen (Einschätzung der Forschungsstellen).....	287

Tabellenverzeichnis

Tabelle 3-1:	DVGW-Arbeitsblatt G 260 (2. Gasfamilie, brenntechnische Kenndaten), [3.1]	42
Tabelle 3-2:	Zusätzliche Grenzen für verbrennungstechnisch relevante Gasbegleitstoffe [3.1, 3.2]	44
Tabelle 3-3:	Vergleich der EASEE-Gas CBP 2005-001/01 mit der DVGW G 260 [3.1]	45
Tabelle 3-4:	Quantitative Schwankungsbreiten der LNG-Bestandteile	58
Tabelle 3-5:	Zielbrennwerte verschiedener Erdgase H [3.15]	60
Tabelle 3-6:	Schwankungsbreite der Biogase für Erdgas L	62
Tabelle 3-7:	Vergleich von Heizwert und den Explosionsgrenzen in Luft für Methan und Wasserstoff	72
Tabelle 3-8:	SNG-Zusammensetzung der Dakota Gasification Company [3.21]	73
Tabelle 3-9:	Methanisierungsverfahren TREMP™: Zusammensetzung von SNG [3.24]	74
Tabelle 3-10:	Übersicht ausgewählter SNG-Anlagen aus der Literatur und Herstellerpressemitteilungen	76
Tabelle 4-1:	Zusammensetzung, Brennwert und Wobbe-Index der Testgase der Forschungsstelle EBI innerhalb der Grenzwerte für H_s und W_s der G 260	92
Tabelle 4-2:	Zusammensetzungen, Brennwert und Wobbe-Index der Testgase	93
Tabelle 4-3:	Betrachtete Gasgemische DBI	94
Tabelle 4-4:	Weaver-Faktoren einzelner Gase zur Berechnung der Flammgeschwindigkeit [4.15]	96
Tabelle 4-5:	Heiz- und Brennwerte der brennbaren Komponenten im Gasgemisch [4.16]	98
Tabelle 4-6:	Verwendete Eintrittsparameter von Luft und Brenngas in den Gibbs-Reaktor bei der Verbrennungssimulation in Aspen Plus	102
Tabelle 4-7:	Vergleich der Verbrennungstemperaturen aus der Simulation mit Aspen Plus mit den berechneten Verbrennungstemperaturen ohne Berücksichtigung von Dissoziationsvorgängen	102
Tabelle 4-8:	Vergleich der Verbrennungstemperaturen aus der Simulation mit Aspen Plus mit den berechneten Verbrennungstemperaturen unter Berücksichtigung von Dissoziationsvorgängen	103
Tabelle 4-9:	Berechnete, theoretische Flammenlängen für verschiedene Gasgemische und den Flächenbrenner des 100 kW-Industriekessels gemäß Abbildung 4-14	105
Tabelle 4-10:	Messwerte der Diffusionsflamme in HÜB = 164 mm	126
Tabelle 4-11:	Zusammensetzungen der Referenz- und Testgase an der Forschungsstelle GWI	130
Tabelle 4-12:	Kennwerte der Referenz- und Testgase an der Forschungsstelle GWI	130
Tabelle 4-13:	Betriebsdaten für die untersuchten Gase für eine konstante Leistung von 200 kW	134
Tabelle 4-14:	Berechnete Temperaturen, Druckverluste von Luft und Gas, NO_x -Werte für H- und L-Gase der Forschungsstelle GWI	139

Tabelle 4-15: Wärmebilanzen für H- und L-Gase der Forschungsstelle GWI	140
Tabelle 4-16: Berechnete Abgaszusammensetzungen für die untersuchten H- und L-Gase der Forschungsstelle GWI	140
Tabelle 4-17: Betriebsdaten der untersuchten Gase bei konstanten Volumenströmen (bei Umstellung von H-Gas 3_GWI auf H-Gas 1_GWI).....	142
Tabelle 4-18: Berechnete Temperaturen, Druckverluste von Luft und Gas sowie NO _x -Werte für das erste Szenario	144
Tabelle 4-19: Wärmebilanzen für erstes Szenario	144
Tabelle 4-20: Betriebsdaten der untersuchten Gase bei konstanten Volumenströmen (bei Umstellung von H-Gas 1_GWI auf H-Gas 3_GWI	146
Tabelle 4-21: Berechnete Temperaturen, Druckverluste von Luft und Gas, CO- und NO _x -Werte für das zweite Szenario	148
Tabelle 4-22: Wärmebilanzen für das zweite Szenario	149
Tabelle 4-23: Abgaszusammensetzung am Austritt des Abgasrohres für zweites Szenario.....	149
Tabelle 4-24: Zusammenfassung der Kaminmesswerte der einzelnen Gassorten an der Forschungsstelle GWI	159
Tabelle 4-25: Betriebsparameter Szenario II Fall 1	160
Tabelle 4-26: Betriebsparameter Szenario II Fall 2	160
Tabelle 4-27: Kaminmesswerte Szenario II Fall 1	162
Tabelle 4-28: Kaminmesswerte Szenario II, Fall 2	164
Tabelle 4-29: Betriebsparameter Szenario III, Fall 1	165
Tabelle 4-30: Betriebsparameter Szenario III, Fall 2	165
Tabelle 4-31: Kaminmesswerte Szenario III, Fall 1	169
Tabelle 4-32: Kaminmesswerte Szenario III, Fall 2	173
Tabelle 4-33: Betriebsdaten der untersuchten Gase für die Kesselsimulationen	175
Tabelle 4-34: Berechnete Temperaturen, CO- und NO _x -Werte im Abgas	178
Tabelle 4-35: Energiebilanzen.....	178
Tabelle 4-36: Zusammensetzung des Kesselabgases	178
Tabelle 4-37: Technische Daten der verwendeten Brennertechnik	183
Tabelle 4-38: Typische Zusammensetzung des Russland- und Nordsee-Erdgases, durchschnittlich in Freiberg ermittelte Gaszusammensetzung	184
Tabelle 4-39: Kippunkte für H-Gas Ref._DBI für beide Brennraumgeometrien bezogen auf die CO-Grenzwerte von 13. BImSchV / TA Luft bzw. DIN EN 676	204
Tabelle 4-40: Betriebsdaten der simulierten Brennstoffe bei konstanten Volumenströmen	243
Tabelle 4-41: Betriebsdaten und Abgaszusammensetzungen sowie CO- und NO _x -Werte am Austritt des Abgasrohres beim konstanten Volumenstrom	245

Tabelle 4-42: Betriebsdaten der berechneten Brennstoffe bei konstantem Gasvolumenstrom und konstanter Luftzahl	246
Tabelle 4-43: Berechnete Temperaturen, Druckverluste von Luft und Gas sowie CO- und NO _x -Werte im Abgas	251
Tabelle 4-44: Wärmebilanzen	252
Tabelle 4-45: Zusammensetzung des Abgases der Glasschmelzwanne	252
Tabelle 4-46: Betriebsdaten und Abgaszusammensetzungen sowie CO- und NO _x -Werte am	253
Tabelle 4-47: Effekte von Gasbeschaffenheitswechseln auf den Industriekesseltyp II	254
Tabelle 4-48: Emissionen eines Hochgeschwindigkeitsbrenner bei unterschiedlichen Gasbeschaffenheiten ohne (nc) und mit (comp) Kompensation.....	254
Tabelle 4-49: Emissionen eines Gebläsebrenners bei unterschiedlichen Gasbeschaffenheiten ohne Kompensation (nc), Industriekesseltyp I, Ausgangssauerstoffgehalt A bei H-Gas 1_DBI.....	254
Tabelle 5-1: Übersicht über Messprinzipien der Gaseigenschaften vor der Verwendung.....	274
Tabelle 5-2: Einfacher Überblick über Luft-Gas-Verhältnisregelungen mit den wichtigsten Eigenschaften [5.28].....	281

Symbolverzeichnis

Symbol	Bezeichnung	Einheit
A_{Bohrung}	Durchströmte Bohrungsfläche	mm^2
A_{Ges}	Gesamtfläche aller Bohrungen	mm^2
c_p	spezifische Wärmekapazität	$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$
d	Relative Dichte	-
F_i	Weaver-Faktor	-
$H_{i,B}$	Heizwert des Brenngases	$\text{MJ}/\text{m}^3\text{N}$
$H_{i,N}$	Heizwert des Brenngases	$\text{MJ}/\text{m}^3\text{N}$
$H_{i,V}$	Heizwert des Verbrennungsgases (Abgases)	$\text{kJ}/\text{m}^3\text{N}$
$H_{s,B}$	Brennwert des Brenngases	$\text{MJ}/\text{m}^3\text{N}$
H_{uv}	Energie unverbrannten Brennstoffs	$\text{MJ}/\text{m}^3\text{N}$
h_B	Enthalpie des Brenngases	$\text{kJ}/\text{m}^3\text{L}$
h_L	Enthalpie der Verbrennungsluft	$\text{kJ}/\text{m}^3\text{L}$
h_j	Enthalpie eines Verbrennungsprodukts	$\text{kJ}/\text{m}^3\text{L}$
h_V	Enthalpie des Verbrennungsgases (Abgases)	$\text{kJ}/\text{m}^3\text{L}$
$h_{V,diss}$	Enthalpie des Verbrennungsgases mit thermischer Dissoziation	$\text{kJ}/\text{m}^3\text{L}$
$h_{V,diss,ges}$	Gesamtenthalpie des Verbrennungsgases (mit Dissoziation)	$\text{kJ}/\text{m}^3\text{L}$
$h_{V,t}$	Enthalpie des Verbrennungsgases bei einer bestimmten Temperatur	$\text{kJ}/\text{m}^3\text{L}$
i	Gaskomponente im Brenngas	-
j	Verbrennungsprodukt	-
L	Flammenlänge	mm
$l_{FL,tr}$	Falschlufmenge (trocken)	$\text{m}^3\text{L}, \text{tr}/\text{m}^3\text{B}$
l_f	tatsächlich benötigte Luftmenge (feucht)	$\text{m}^3\text{L}, \text{tr}/\text{m}^3\text{B}$
$l_{min,f}$	feuchter Mindest-Luftbedarf	$\text{m}^3\text{L}, \text{tr}/\text{m}^3\text{B}$
l_{tr}	tatsächlich benötigte Luftmenge (trocken)	$\text{m}^3\text{L}, \text{tr}/\text{m}^3\text{B}$
$l_{min,tr}$	trockener Mindest-Luftbedarf	$\text{m}^3\text{L}, \text{tr}/\text{m}^3\text{B}$
m	Massenstrom	kg/h
Q_{ab}	Abgebener (nutzbarer) Wärmemengenstrom	MJ/h
Q_B	Wärmebelastung	MJ/h
Q_L	Wärmeleistung	MJ/h

r_{Bohrung}	Radius der Bohrung	mm
$r_{(j)f}$	Volumenanteil des Verbrennungsproduktes im feuchten Verbrennungsgas	$\text{m}^3/\text{m}^3\text{V},f$
$r_{(j)tr}$	Volumenanteil des Verbrennungsproduktes im trockenen Verbrennungsgas	$\text{m}^3/\text{m}^3\text{V},tr$
$t_{v,adiabat}$	adiabate Verbrennungstemperatur	$^{\circ}\text{C}$
$t_{v,real}$	reale Verbrennungstemperatur	$^{\circ}\text{C}$
V_f	feuchte Verbrennungsgasmenge	$\text{m}^3\text{V},f/\text{m}^3\text{B}$
$V_{L,real,f}$	Volumenstrom Luft (real, feucht)	m^3/h
$V_{LGG,real}$	Volumenstrom Luft-Gas-Gemisch (real)	m^3/h
$V_{\text{Gas},real}$	Volumenstrom Gas (real)	m^3/h
V_{Str}	Ausströmgeschwindigkeit	cm/s
$V_{\text{Zünd}}$	Zündgeschwindigkeit (Flammengeschwindigkeit)	cm/s
W_s	oberer Wobbe-Index	$\text{MJ}/\text{m}^3\text{N}$
$y_{B(i)}$	Volumenanteil des Einzelgases im Mischgas	$\text{m}^3\text{i}/\text{m}^3\text{B}$
η_G	Gesamtwirkungsgrad; Kesselwirkungsgrad	-
Φ_{CO_2}	Dissoziationsgrad von Kohlendioxid	-
$\Phi_{\text{H}_2\text{O}}$	Dissoziationsgrad von Wasserdampf	-

1. Einleitung und Motivation

In der Industrie und im Gewerbe werden derzeit mehr als 35 % des in Deutschland eingesetzten Erdgases verbraucht. 14 % der 2011 in Deutschland erzeugten elektrischen Energie sind auf gasbefeuerte Kraftwerke (entweder als einfache Gasturbinenkraftwerke oder als hocheffiziente GuD-Anlagen) zurückzuführen [1.1]. Insgesamt gibt es gegenwärtig ca. 180 Mio. häusliche, gewerbliche und industrielle Gasanwendungen in Europa, davon ca. 16 Mio. in Deutschland [1.2]. Die Verwendung von Erdgas in Haushalten, Gewerbe und Industrie in Deutschland und Europa hat in den letzten Jahrzehnten deutlich zugenommen. Gründe für die bevorzugte Nutzung sind u. a. die sehr niedrigen Schadstoffemissionen bei der Verbrennung, kostengünstige und effiziente Gasgeräte am Markt und die geringeren CO₂ Emissionen durch Erdgas im Vergleich zu Öl und Kohle. Diese Zahlen zeigen die immense Bedeutung der Gasversorgung für die deutsche und europäische Wirtschaft.

Im Hinblick auf die weiter zunehmende Diversifizierung der Gasbezugsquellen Deutschlands ist damit zu rechnen, dass vermehrt Gase unterschiedlicher Beschaffenheit zur Verteilung ins deutsche Erdgasnetz eingespeist werden. Aus diesem Grund ist in Zukunft mit weitaus größeren Schwankungen in der chemischen Zusammensetzung (und damit der Verbrennungseigenschaften) der an die Abnehmer gelieferten Erdgase als bisher zu rechnen. Diese Schwankungen resultieren einerseits aus der Veränderung in der Verteilungsstruktur der Zulieferer für den europäischen Raum:

- Die zentraleuropäischen konventionellen Quellen werden erschöpft (Rückgang der niederländischen und auch der deutschen Förderung).
- Im Norden Europas kommen neue Quellen hinzu.
- Durch den Bau neuer Gasleitungen können größere Gasmengen aus dem mittelasiatischen und russischen Raum geliefert werden und
- mittelfristig wird das Angebot an LNG steigen.

Andererseits werden auch zunehmend regenerativ erzeugte Gase in das Erdgasnetz eingespeist, dabei sind insbesondere Biogas und Wasserstoff zu nennen.

Die Öffnung des Marktes für unterschiedliche Gase trägt dazu bei, die Gaspreise niedrig und auch zukünftig konkurrenzfähig zu halten. Die Zumischung regenerativer Gase ist volkswirtschaftlich sinnvoll, um z. B. die CO₂-Einsparungsziele zu erreichen und stellt somit zusammen mit modernen Gasanwendungstechniken eine Chance für die Gaswirtschaft dar. Gleichzeitig kann es eine Lösung für die gewaltigen gesellschaftlichen Herausforderungen der Energiewende sein.

Gerade im Bereich der thermischen Verfahrenstechnik gibt es aber Fertigungsprozesse, die äußerst empfindlich selbst auf geringfügige Änderungen im Verbrennungsvorgang reagieren, z. B. in der Glas- und Keramikindustrie. Aber auch bei der Gasverbrennung zur Strom-, und Wärmeerzeugung wirken sich Änderungen der Gasbeschaffenheit auf die Anlageneffizienz, die Emissionen und den Anlagenzustand aus.

Die Auswirkungen solcher Gasbeschaffenheitsschwankungen innerhalb der vom DVGW-Arbeitsblatt G 260 „Gasbeschaffenheit“ vorgegebenen Grenzen auf industrielle Feuerungsprozesse stehen im Mittelpunkt eines aktuellen Forschungsvorhabens mit den Projektpartnern DBI, GWI und EBI (gefördert mit Mitteln des DVGW – Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V., Bonn im Rahmen der Innovationsoffensive. Die Ziele des Projektes waren deshalb:

- Prognose zukünftiger Gasbeschaffenheiten und deren Schwankungsbreiten mit Berücksichtigung von regionalen und temporären Effekten auf Basis umfangreicher Recherchen.

- Bestimmung des Einflusses von Gasbeschaffenheitsänderungen auf verbrennungstechnische Kenngrößen (Flammgeschwindigkeit, Flammentemperaturen, Zündverzugszeit, Flammstabilität, Luftbedarf), die Energieeffizienz, die Schadstoffemissionen sowie die Prozesskosten
- Identifizierung der Prozessempfindlichkeit (Brenner-, Anlagen und Regelungstechnik) zahlreicher industrieller Gasanwendungen auf Gasbeschaffenheitsschwankungen,
- Bewertung der Effekte auf die Produktqualität in den Prozessen durch Gasbeschaffenheitsänderungen,
- Evaluierung von vorhandenen Regelungs- und Sicherheitskonzepten für Thermoprozesse mit hoher Empfindlichkeit gegenüber Gasbeschaffenheitsschwankungen,
- Aufzeigen und Bewertung von innovativen Methoden zur Messung und Kompensation von prozessrelevanten Gasbeschaffenheitsschwankungen,
- Bewertung der verschiedenen Regelungsansätze nach Prozess und Aufwand als Fibel für gasbeschaffenheitssensible Thermoprozessanlagen,
- Identifizierung des zukünftigen Entwicklungsbedarfes für die Anpassung des Regelwerks zur Gaseinspeisung, -konditionierung und -beschaffenheit
- Aufstellung von Handlungsempfehlungen für den Betrieb und die Herstellung von Thermoprozessanlagen.

Mit der vorliegenden Studie sollen wesentliche Herausforderungen für die Gasversorgung und Gasverwendung identifiziert und Lösungswege aufgezeigt werden.

1.1 Literaturverzeichnis

- [1.1] Statistisches Bundesamt 2011: Anteil von Erdgas an der Bruttostromerzeugung in Deutschland, abrufbar unter URL: <https://www.destatis.de/DE/ZahlenFakten/Wirtschaftsbereiche/Energie/Erzeugung/Tabellen/Bruttostromerzeugung.html> [letzter Zugriff: 16.10.2013].
- [1.2] Informationen des Bundesverbands des Schornsteinfegerhandwerks Zentralinnungsverbands, 2013

2. Kurzfassung des Abschlussberichts

2.1 Abstract

Die Liberalisierung des deutschen Erdgasmarkts, die sich ändernde Versorgungssituation in Europa sowie die zunehmende Bedeutung brennbarer Gase aus regenerativen Quellen (etwa Biogas oder auch Wasserstoff aus Power-to-Gas-Szenarien) hat zur Folge, dass die chemischen Zusammensetzungen und damit die Verbrennungseigenschaften von Gasen im deutschen Erdgasnetz in größerem Umfang als bisher räumlichen und zeitlichen Schwankungen unterworfen sein werden.

Während die Flexibilisierung und Diversifizierung der Erdgasversorgung eine Reihe ökonomischer und ökologischer Vorteile mit sich bringt, sehen sich die Betreiber sensibler verfahrenstechnischer Fertigungsprozesse, etwa im Bereich der Glas-, Keramik- oder Metallindustrie, mit neuen Herausforderungen konfrontiert, da sich bei manchen dieser Prozesse selbst geringfügige Änderungen der Prozessparameter unmittelbar auf die Produktqualität, Prozesseffizienz und Schadstoffemissionen auswirken können.

Im Rahmen des DVGW-Forschungsvorhabens „Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen (Phase 1 und 2)“ (Förder-Nr. G1/06/10) wurden die potentiellen Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle Feuerungsprozesse untersucht, Herausforderungen identifiziert und Lösungsansätze erarbeitet.

2.2 Einleitung

Den deutschen und europäischen Gasmärkten stehen in den nächsten Jahren erhebliche Veränderungen bevor. Traditionelle Bezugsquellen, etwa das westeuropäische L-Gas werden sich erschöpfen, während der Import aus außereuropäischen Quellen, z. B. aus Russland oder dem Nahen Osten, ansteigen wird [2.1]. Die Einspeisung brennbarer Gase aus erneuerbaren Quellen (z. B. Biogas oder Wasserstoff bzw. Methan aus Power-to-Gas-Anwendungen [2.2], [2.3]) wird an Bedeutung gewinnen. Die Einspeisung von LNG, also verflüssigtem Erdgas, wird zunehmen. Seitens der EU gibt es zudem Bestrebungen, den internationalen Handel mit Erdgas zu forcieren, Handelshindernisse abzubauen und einen harmonisierten europäischen Erdgasmarkt im Rahmen der Richtlinie 2003/55/EC [2.4] zu schaffen.

Volkswirtschaftlich gesehen bringen diese Veränderungen eine Reihe von Vorteilen. Die Versorgungssicherheit Europas mit Erdgas ist weiterhin sichergestellt, und durch eine Diversifizierung der Gasquellen kann die Abhängigkeit von einigen wenigen Förderländern vermieden werden. Der verstärkte nationale und internationale Handel mit Erdgas soll durch die zunehmende Konkurrenz die Preise senken oder zumindest stabil halten. Durch die verstärkte Einbindung von regenerativ erzeugten Gasen aus erneuerbaren Energien kann das Erdgasnetz als Speichermedium für überschüssige Elektrizität aus Wind- oder Sonnenenergie (Power-to-Gas) genutzt [2.2], [2.5] und die CO₂-Bilanz des Energieträgers Gas verbessert werden.

Für den Endverbraucher, sei es im häuslichen, gewerblichen oder industriellen Bereich, bedeutet diese Entwicklung aber auch, dass er sich in Zukunft auf stärker schwankende Gaszusammensetzungen und damit auch fluktuierende Verbrennungseigenschaften einstellen muss

[2.6]. Die Frage der Erdgasbeschaffenheit wird daher in Zukunft eine größere Rolle spielen als bisher.

Die Auswirkungen solcher Gasbeschaffenheitsschwankungen innerhalb der vom DVGW-Arbeitsblatt G 260 „Gasbeschaffenheit“ vorgegebenen Grenzen auf industrielle Feuerungsprozesse standen im Mittelpunkt des vorgestellten Forschungsvorhabens mit den Projektpartnern DBI, GWI und EBI (gefördert mit Mitteln des DVGW – Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V., Bonn im Rahmen der Innovationsoffensive).

Die Ziele des Projektes waren deshalb:

- Prognose zukünftiger Gasbeschaffenheiten und deren Schwankungsbreiten mit Berücksichtigung von regionalen und temporären Effekten auf Basis umfangreicher Recherchen
- Bestimmung des Einflusses von Gasbeschaffenheitsänderungen auf verbrennungstechnische Kenngrößen (Brennwert, Wobbe-Index, Flammengeschwindigkeit, Flammentemperaturen, Zündverzugszeiten, Flammenstabilität, Luftbedarf), die Energieeffizienz, die Schadstoffemissionen sowie die Prozesskosten,
- Identifizierung der Prozessempfindlichkeit (Brenner-, Anlagen und Regelungstechnik) zahlreicher industrieller Gasanwendungen in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen,
- Bewertung der Effekte auf die Produktqualität in den fertigen Prozessen durch Gasbeschaffenheitsänderungen,
- Evaluierung von vorhandenen Regelungs- und Sicherheitskonzepten für Thermoprozesse mit hoher Empfindlichkeit gegenüber Gasbeschaffenheitsschwankungen,
- Aufzeigen und Bewertung von innovativen Methoden zur Messung und Kompensation von prozessrelevanten Gasbeschaffenheitsschwankungen,
- Bewertung der verschiedenen Regelungsansätze nach Prozess und Aufwand als Fibel für gasbeschaffenheitssensible Thermoprozessanlagen,
- Identifizierung des zukünftigen Entwicklungsbedarfes für die Anpassung des Regelwerks zur Gaseinspeisung, -konditionierung und -beschaffenheit,
- Aufstellung von Handlungsempfehlungen für die Herstellung und den Betrieb von Thermoprozessanlagen bzw. Anlagenkomponenten.

2.3 Grundlagen der Gasbeschaffenheit

Aufgrund ihres natürlichen Ursprungs weisen Erdgase grundsätzlich Unterschiede in der chemischen Zusammensetzung auf, die u. a. vom Fördergebiet und eventuellen Aufbereitungs- und/oder Konditionierungsmaßnahmen abhängig sind. Darüberhinaus können konditionierte Gase (z. B. Bioerdgas) zugemischt werden. Die wesentlichen Komponenten in Erdgasen sind Methan (CH_4), Stickstoff (N_2), Kohlendioxid (CO_2), höhere Kohlenwasserstoffe (C_xH_y) und geringe Mengen Sauerstoff (O_2). Anhand der chemischen Zusammensetzung können prozessrelevante Kenngrößen wie etwa der Heizwert H_i , der minimale Luftbedarf L_{\min} oder auch die für motorische Anwendungen wichtige Methanzahl MZ bestimmt werden.

Da es technisch und wirtschaftlich wenig praktikabel wäre, Gasbeschaffenheiten durch die Vorgabe chemischer Zusammensetzungen festzulegen, ist es üblich, Gasbeschaffenheiten mit Hilfe

geeigneter Kennwerte zu vergleichen. Der in Europa wichtigste Kennwert in diesem Zusammenhang ist der Wobbe-Index W_s ,

$$W_s = \frac{H_s}{\sqrt{d}} = \frac{H_s}{\sqrt{\frac{\rho_{\text{Brennstoff},n}}{\rho_{\text{Luft},n}}}}$$

Er ist als das Verhältnis von Brennwert zur Quadratwurzel der relativen Dichte definiert. Mitunter kommt auch der untere Wobbe-Index W_i zum Einsatz, welcher mit dem Heizwert anstelle des Brennwertes berechnet wird. Zur Bestimmung dieser Größe sind die Bezugstemperaturen zu beachten. Die Heiz- bzw. Brennwerte sind in Deutschland auf 25 °C bezogen. Es sei an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass diese Bezugstemperaturen weltweit nicht einheitlich sind, was beim Vergleich von Wobbe-Indices bzw. Wobbe-Index-Bandbreiten berücksichtigt werden muss. Im vorliegenden Bericht wurde dies beachtet. Der Normzustand, der zum Vergleich von Gasen unterschiedlicher Betriebszustände dient, ist mit $p_n = 1\,013,25\text{ hPa} = 1,01325\text{ bar}$ (1 atm) und $T_n = 273,15\text{ K} = 0\text{ °C}$ im Regelwerk festgelegt.

Weisen zwei Gase den gleichen Wobbe-Index auf, so können sie laut Definition ohne Anpassung im gleichen Brenner verbrannt werden [2.7], sofern der gleiche Düsendruck anliegt. In Deutschland werden Gasbeschaffenheiten durch das DVGW-Arbeitsblatt G 260 [2.8] geregelt. Dort werden u. a. zulässige Bereiche von Wobbe-Index, Brennwert und relativer Dichte festgelegt. Liegt ein Erdgas mit seinen Eigenschaften in den vorgegebenen Bereichen (es wird zwischen niederkalorischem L-Gas und hochkalorischem H-Gas unterschieden), darf es in das Erdgasnetz eingespeist werden.

Die Auswirkungen verschiedener Gasbeschaffenheiten auf den Verbrennungsvorgang lassen sich nicht mit nur einer Kenngröße, wie zum Beispiel dem Wobbe-Index, vollständig beschreiben, völlig unabhängig davon, ob es sich um häusliche, industrielle oder motorische Anwendungen handelt. Darüber hinaus gibt es weitere Kennzahlen, wie beispielsweise die Heiz- und Brennwerte, Zündtemperaturen und -geschwindigkeiten oder die Methanzahlen für Gasmotoren.

2.4 Industrielle Erdgasnutzung

Etwa 35 % des in Deutschland eingesetzten Erdgases werden in Industrie und Gewerbe verbraucht, wobei bei der Bereitstellung von Prozesswärme, etwa in der Glas-, Keramik- oder Metallindustrie, Erdgas den weitaus wichtigsten Primärenergieträger darstellt. Zudem wird etwa 11 % der in Deutschland produzierten elektrischen Energie durch gasbefeuerte Kraftwerke erzeugt, etwa in Gasturbinenkraftwerken oder in hocheffizienten und flexiblen GuD-Anlagen. Gerade im Bereich der Thermoprozesstechnik ist die Gasnutzung dabei ausgesprochen vielseitig und in der Regel exakt auf die besonderen Bedürfnisse einzelner Fertigungsprozesse zugeschnitten. Dies gilt insbesondere für industrielle Feuerungsprozesse, bei denen neben Effizienz und Schadstoffemissionen auch der Einfluss der Verbrennung auf die Produktqualität im Vordergrund steht. Beispiele hierfür wären etwa die Glas- und Keramikindustrie ([2.9], [2.10]) oder auch manche Wärmebehandlungsprozesse in der metallverarbeitenden Industrie, bei denen selbst geringe Änderungen im Ofenraum Auswirkungen auf Produktqualität oder Schadstoffbildung haben. Schwankende chemische Zusammensetzungen des Erdgases, wie sie in Zukunft verstärkt zu erwarten sind, können den wirtschaftlichen und umweltschonenden Betrieb einer Thermoprozessanlage erheblich erschweren. Erste Fälle, bei

denen schwankende Gasbeschaffenheiten zu Produktionsausfällen und erhöhten Schadstoffemissionen geführt haben, sind bereits bekannt (etwa [2.10], [2.11]). In einer von der Hüttentechnischen Vereinigung der Deutschen Glasindustrie (HVG) im Rahmen dieses Forschungsvorhabens durchgeführten Umfrage bestätigten etwa 50 % der Befragten, bereits Produktionsprobleme aufgrund von Gasbeschaffenheitsschwankungen erlebt zu haben [2.12].

Gerade in Deutschland mit seinen traditionell und lokal relativ konstanten Gasbeschaffenheiten [2.1], [2.13] ist die Frage nach Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf industrielle Feuerungsprozesse relativ neu. Manchen Anlagenbetreibern ist daher noch nicht bewusst, dass schwankende Gasbeschaffenheiten zu Problemen in Bezug auf Produktqualität, Prozessstabilität, Effizienz oder auch Schadstoffemissionen führen können.

Darüber hinaus fließt der Wobbe-Index als die wesentliche Kenngröße zur Beschreibung der Austauschbarkeit von Brenngasen, in der Regel nicht in die Auslegung thermoprozesstechnischer Anlagen ein [2.10], [2.14] bzw. ist für die Regelung solcher Prozesse schlicht ungeeignet [2.15]. Der Heizwert und mitunter sogar die chemische Zusammensetzung des lokal verwendeten Erdgases sind hier von weitaus größerer Bedeutung. Dies ist sinnvoll, weil Thermoprozessanlagen in der Regel Unikate sind, die für einen bestimmten Prozess an einem festgelegten Standort und das dort vorhandene Erdgas ausgelegt und optimiert werden. Allerdings liegt dieser Auslegung dann natürlich auch die Annahme zugrunde, dass die lokale Gasbeschaffenheit kaum variiert. Die Betreiber industrieller Anlagen sind zudem in weitaus stärkerem Maße als etwa Betreiber von häuslichen Gasgeräten darauf angewiesen, mit ihren Anlagen ein Optimum zwischen Produktqualität, Effizienz und Schadstoffemissionen zu finden. Daher werden Industriebrenner und -anlagen oft sehr „scharf“, also mit minimalem Luftüberschuss, eingestellt.

In der thermischen Verfahrenstechnik wird Erdgas meist zur Bereitstellung von Prozesswärme, z. B. für das Schmelzen oder die Wärmebehandlung von Gütern, verwendet [2.16]. Die technische Umsetzung solcher Feuerungsprozesse variiert sehr stark je nach Industriebranche und konkret betrachtetem Prozess. So spielt sich der Verbrennungsvorgang in einer Glasschmelzwanne unter völlig anderen Randbedingungen ab als etwa die Verbrennung in einem Kessel zur Dampferzeugung oder einer Verzinkungsanlage in der Stahlindustrie.

Auch die Regelungsstrategien für das Verhältnis zwischen Brenngas und Oxidator (Luft oder Sauerstoff) in gasbefeuerten Industrieanlagen unterscheiden sich deutlich, da je nach Prozess und Anlage unterschiedliche Führungsgrößen eine Rolle spielen. In manchen Anlagen wird mit Hilfe von fest eingestellten Volumenstromverhältnissen von Brenngas und Oxidator gearbeitet, in anderen hingegen über Druckverhältnisse in Versorgungsleitungen bzw. Druckverluste über Armaturen oder über O₂ und CO-Konzentrationen im Abgas. Modernere Anlagen weisen oft eine Verbrennungsregelung auf, die flexibler auf Veränderungen der Betriebsparameter reagieren kann. Entsprechend unterschiedlich reagieren industrielle Feuerungsprozesse auf schwankende Gasbeschaffenheiten. Es fällt daher schwer, eine für alle industriellen Gasanwendungen gültige Aussage zu den Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen zu treffen.

Eine Erweiterung des Gasbeschaffenheitsbereiches (Bandbreite G 260) stellt in einigen Gebieten der industriellen Gasverwendung zusätzliche Anforderungen in Form von spezifischen Kompensationsverfahren. Fast jedes Erdgas kann effizient und schadstoffarm verbrannt werden, wenn die Brenner bzw. die Anlage entsprechend eingestellt sind. Problematisch ist hingegen, dass aufgrund der Entwicklungen auf dem Gasmarkt in Zukunft mit stärkeren und vor allem schnellen Schwankungen der Gasbeschaffenheit an einer Abnahmestelle im Gasnetz zu rechnen ist. Diese

schnellen Schwankungen rechtzeitig zu detektieren und ohne negative Folgen für den Prozess zu kompensieren, stellt eine erhebliche Herausforderung dar.

Das in diesem Text beschriebene Forschungsprojekt des DVGW stellt eine der ersten systematischen Untersuchungen zum Einfluss variierender Gasbeschaffenheiten auf Feuerungsprozesse in der Thermoprozesstechnik dar.

2.5 Wesentliche Ergebnisse des DVGW-Forschungsprojekts

2.5.1 Vorbetrachtungen und Grundlagen

Die hier vorgestellten Ergebnisse wurden in Zusammenarbeit zwischen den Forschungsstellen DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH Leipzig (DBI, Koordinator), der DVGW-Forschungsstelle des Engler-Bunte-Instituts am Karlsruher Institut für Technologie (EBI) und dem Gas- und Wärme-Institut Essen e. V. (GWI) erarbeitet. Unterstützt wurde das Projekt von zahlreichen Mitgliedern aus Industrie, einschlägigen Verbänden und Energieversorgern. In dieser Kurzzusammenfassung sollen die wesentlichen Ergebnisse des Forschungsprojekts lediglich kurz angerissen werden. Für detailliertere Analysen der im Rahmen des Projekts durchgeführten Simulationen und Messungen sei auf den vollständigen Abschlussbericht verwiesen.

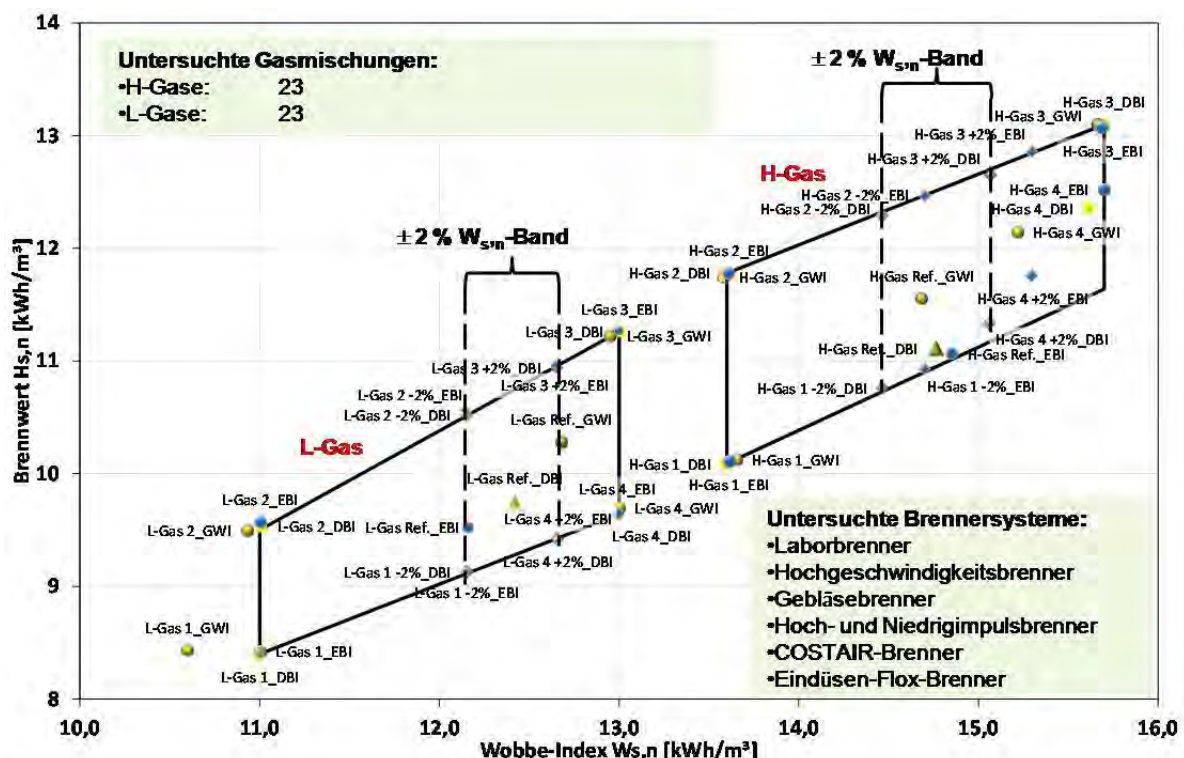


Abbildung 2-1: Matrix der untersuchten Testgase im H- und L-Gas-Bereich

Zur Abschätzung von möglichen Gasbeschaffenheitsschwankungen wurden Prognosen zur Erdgasförderung, Einspeisung regenerativ erzeugter Gase und von LNG recherchiert und in einer Gasmatrix zusammengeführt. Unter verbrennungstechnischen Gesichtspunkten wurde auch das DVGW-Arbeitsblatt G 260 (2013) als Regelwerksvorgabe mit einbezogen. Aus diesen Überlegungen ergab sich eine Matrix von 23 Testgasen (siehe Abbildung 2-1) für die untersuchten H- und L-Gase,

die bei den Untersuchungen der beteiligten Forschungsstellen verwendet wurden. Die Forschungsstellen GWI und DBI verwendeten dabei das lokal verteilte Erdgas als Referenzgas (H-Gas: H-Gas Ref._GWI, und H-Gas Ref._DBI, vgl. Abbildung 2-1) und erzeugten eine Reihe weiterer Gase durch die Zugabe von Propan, Wasserstoff und Stickstoff zu den jeweiligen Referenzgasen. Am EBI wurde ähnlich verfahren, jedoch wurde hier reines Methan (G20) als Grund- und Referenzgas verwendet (H-Gas Ref._EBI, vgl. Abbildung 2-1). Wie der Abbildung zu entnehmen ist, wurden auf diese Weise Testgase erzeugt, die die gesamte Bandbreite der L- und H-Gas-Bereiche der G 260 abdecken. Diese Vorgehensweise bedingt zwar, dass sich die Testgase in ihrer Zusammensetzung unterscheiden, jedoch sind die Wobbe-Indices und Brennwerte an den Eckpunkten ähnlich. H-Gas 1 weist dabei zum Beispiel die minimalen für H-Gase zugelassenen Werte für Wobbe-Index, Brennwert und relativer Dichte auf, während H-Gas 3 für ein hochkalorisches Erdgas mit den maximal zulässigen Werte-Kombinationen für Wobbe-Index, Brennwert und relative Dichte steht.

Es sei an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass weder H-Gas 1_GWI noch H-Gas 3_GWI (bzw. entsprechende DBI und EBI Gasmischungen entsprechend Abbildung 2-1) real in Deutschland verteilte Gase sind. Sie wurden vielmehr ausgewählt, um Zustände an den Grenzen des von der aufgespannten Bereichs abzubilden. Daher stellen auch die Simulationen, in denen vom Referenzgas auf eines der beiden anderen Gase umgestellt wird, extreme Szenarien dar. Es sind jedoch bereits in Europa Fälle bekannt geworden, bei denen Schwankungen, wie sie in diesen Szenarien angenommen wurden, real aufgetreten sind, insbesondere in der Nähe von LNG-Terminals [2.11]. Der ebenfalls in Abbildung 2-1 eingezeichnete und untersuchte $\pm 2\%$ $W_{s,n}$ -Band-Schwankungsbereich ist bereits Realität. Am Beispiel dieser Szenarien werden im Folgenden einige Beispiele simuliert bzw. an Versuchsständen untersucht.

Beispiel: Glasschmelzprozess

Die Glasindustrie gilt gemeinhin als eine Branche, die besonders sensibel auf schwankende Gasbeschaffenheiten reagiert [2.10], [2.11], [2.17]. Dies hat eine Reihe von Ursachen: die Qualität des Glases ist in hohem Maße von den Ofenraumtemperaturen, der Gasatmosphäre oberhalb der Schmelze und einem kontrolliertem Wärmeeintrag in das Glasbad abhängig. Selbst geringfügige Änderungen können hier zu veränderten Produkteigenschaften und damit schlimmstenfalls zu Produktionsausfällen führen. Da je nach Glasbeschaffenheit 50 - 80 % des Primärenergiebedarfs pro Tonne Glas für den Schmelzvorgang benötigt werden, kommt dem Schmelzaggregat eine herausragende Bedeutung im Produktionsprozess zu. Feuerraumtemperaturen von 1600 °C und mehr sind in einer Glasschmelzwanne nicht ungewöhnlich. Die im Ofenraum auftretenden Maximaltemperaturen sind entsprechend höher. Um derart hohe Temperaturniveaus zu erreichen, werden Glasschmelzwannen meist mit sehr hohen Luftvorwärmtemperaturen (bis zu 1400 °C) betrieben, die durch Regeneratoren erreicht werden. Bei dieser Prozessführung ist die erhöhte Bildung thermischer Stickoxide (NO_x) kaum zu vermeiden, zumal Glasschmelzwannen in der Regel bei knapp überstöchiometrischen Luftzahlen betrieben werden. Insofern stellen die NO_x -Emissionen für eine Glasschmelzwanne ein ausgesprochen wichtiges Kriterium dar.

Im Rahmen des DVGW-Forschungsvorhabens wurde mit Hilfe von CFD-Simulationen untersucht, wie ein typischer Glasschmelzwannenprozess auf Änderungen in der Brenngaszusammensetzung reagiert. Der Einsatz von Simulationsverfahren bietet sich für diese Fragestellung aus einer Reihe von Gründen an. Zum einen erlaubt die hohe räumliche Auflösung der CFD-Simulation detaillierte Einblicke in die sich abspielenden Strömungs-, Mischungs-, Verbrennungs- und Wärmeüber-

tragungsprozesse in einer industriellen Feuerungsanlage, die messtechnisch kaum zu realisieren wären. Dies ist insbesondere bei der vorliegenden Fragestellung relevant. Zum anderen ist es technisch nicht machbar, eine Anlage dieser Größenordnung (4 MW Brennerleistung) kontrolliert mit verschiedenen Gasbeschaffenheiten zu beaufschlagen. Die numerischen Simulationen wurden im Rahmen des Projekts auch mit Hilfe von Messungen an Brennerprüfständen validiert, sodass die Belastbarkeit der Simulationsergebnisse sichergestellt ist.

In den Simulationen wird durchgespielt, was passiert, wenn die auf das Referenzgas eingestellte Glasschmelzwanne unvermittelt mit anderen Gaszusammensetzungen beaufschlagt wird. Für den Referenzfall mit dem Brenngas H-Gas Ref._GWI wird die Glasschmelzwanne mit einer Leistung von 4 MW bei einer Luftzahl von $\lambda = 1,05$ simuliert. Die Luftvorwärmtemperatur liegt bei 1300 °C. Dies ist ein typischer Betriebszustand für eine solche U-Flammenwanne. Für das Glasbad wurde in allen Simulationen ein realitätsnahes Temperaturprofil angenommen.

In einem der untersuchten Szenarien wurde durchgespielt, was passiert, wenn sich die Brenngaszusammensetzung ändert und eine im Abgaskanal montierte O₂-Sonde diese Veränderung bemerkt. Der Verbrennungsluftvolumenstrom wird angepasst, um die eingestellte Luftzahl konstant zu halten, während der Brenngasvolumenstrom konstant bleibt. Dies ist eine für solche Aggregate übliche Regelungsstrategie. Der weiterhin konstante Brenngasvolumenstrom hat zur Folge, dass die in den Ofenraum eingebrachte Leistung sich je nach Gaszusammensetzung unterscheidet, da sowohl die Dichte als auch der Heizwert von der chemischen Zusammensetzung abhängig sind. Damit verschiebt sich auch die Energiebilanz des Schmelzaggregats.

Global betrachtet hat diese Veränderung der Energiebilanz eine Reihe von Auswirkungen. Die Wärmemenge, die aus dem Feuerungsraum in die Schmelze eingebracht wird, verändert sich erheblich, was sich auf die Produktqualität des Glases auswirkt. Auch die im Abgas enthaltene thermische Energie variiert, je nachdem, ob die Brenner nun mit einer höheren (im Falle H-Gas 3_GWI) oder einer niedrigeren Leistung (bei H-Gas 1_GWI) betrieben werden. Dies hat in einer realen Anlage Auswirkungen auf die Effizienz der Regeneratoren und damit auf die Luftvorwärmtemperatur. Im Rahmen der Simulationen wurde diese Temperatur jedoch konstant gehalten.

Bei der Glasproduktion spielt der lokale Wärmeeintrag in das Glasbad, insbesondere die Positionen der „hot spots“, eine wesentliche Rolle für die Strömungsverhältnisse im Bad und damit für die Produktqualität. Die Simulationsergebnisse veranschaulichen, wie sich die veränderte Brenngaszusammensetzung auf die in das Glasbad eingetragene Wärmemenge auswirkt. Der heiße Bereich über dem Glasbad ist im Falle des hochkalorischen H-Gas 3_GWI erheblich ausgeprägter als im Referenzfall. Entsprechend weniger Wärme kann beim Einsatz des niederkalorischen H-Gas 1_GWI übertragen werden. Dies war bereits anhand der integralen Wärmeflüsse in das Glasbad zu erwarten gewesen, kann aber mit Hilfe der CFD-Simulation räumlich aufgelöst dargestellt werden.

Von den Veränderungen ist nicht nur das Glasbad betroffen, auch die Wärmebelastung des Feuerfestmaterials der Wanne variiert je nach betrachtetem Brenngas. Die Simulationen zeigen, dass im Falle des höher-kalorischen H-Gas 3_GWI die Rückwand einer erheblich größeren Wärmebelastung ausgesetzt ist als im Referenzfall. Die Ursache hierfür ist die weitaus größere Reaktionszone im Fall H-Gas 3_GWI. Im schlimmsten Fall kann dies bedeuten, dass das Feuerfestmaterial hier überhitzt und damit beschädigt wird. Das beeinflusst unmittelbar die Lebensdauer des gesamten Aggregates.

Neben der Wärmeverteilung im Ofenraum stellen die NO_x-Emissionen einen wichtigen Aspekt bei der Auslegung einer Glasschmelzwanne dar. Die im Abgas enthaltene thermische Energie ist

erheblich von der Brennerleistung und damit vom verwendeten Brenngas abhängig. Dies schlägt sich auch in den Abgastemperaturen und in den NO_x-Emissionen nieder. Bei den Simulationen ergab sich, bezogen auf den Referenzfall, für H-Gas 3_GWI ein Anstieg der NO_x-Emissionen um knapp 7 %, für H-Gas 1_GWI hingegen eine Reduktion um etwa 5 %. Da der Verbrennungsvorgang in Glasschmelzwannen prozessbedingt mit starker NO_x-Bildung verbunden ist, könnte ein gasbeschaffenheitsbedingter Anstieg der Emissionen durchaus zur Überschreitung der gesetzlichen Grenzwerte oder zu steigenden Betriebskosten in nachgeschalteten DENO_x-Anlagen führen.

Die Simulationen weisen noch auf andere potentielle Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen hin. So führen veränderte Volumenströme z. B. unter Umständen zu höheren Strömungsgeschwindigkeiten unmittelbar über der Glasbadoberfläche, was einen erhöhten Staubaustrag aus dem Ofenraum in den Regenerator zu Folge haben kann.

Neben dem Schmelzaggregat selbst werden jedoch auch insbesondere Feeder-Brenner als besonders empfindlich in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen eingeschätzt, da diese Einheiten, die zum Warmhalten des geschmolzenen Glases auf dem Weg zur weiteren Verarbeitung eingesetzt werden, als Vormischbrenner besonders sensibel auf Änderungen der Brenngaszusammensetzung reagieren. Gespräche mit Glasschmelzwannenbetreibern bestätigen die mit Hilfe der Simulationen gewonnenen Erkenntnisse.

Die Untersuchungen an der simulierten Glasschmelzwanne verdeutlichen, welche Bedeutung die genaue Kenntnis der Zustände im Ofenraum für einen sicheren, effizienten und schadstoffarmen Betrieb bei konstanter Produktqualität hat. Wenn die Möglichkeit einer veränderten Brenngaszusammensetzung besteht, sollte diese detektiert und mit geeigneten Maßnahmen kompensiert werden.

Beispiel: Industrieller Heizkessel

Als zweite Industrieanwendung wurde neben der Glasschmelzwanne ein dreizügiger wassergekühlter Dampferzeuger mit Hilfe von CFD-Simulationen untersucht. Als Brenner kommt ein sogenannter COSTAIR-Brenner zum Einsatz [2.18]. Bei diesen Kesselanlagen wird der Brenngasvolumenstrom typischerweise über den Druckverlust des Brenngases geregelt. Praktisch bedeutet es, dass eine Veränderung der chemischen Zusammensetzung des Brenngases zu einer Brenngasvolumenstromänderung führt, während die dem Kessel zugeführte Luftmenge konstant bleibt. Diese Regelungsstrategie hat zur Folge, dass eine veränderte Erdgaszusammensetzung zu einer Änderung der Luftzahl im Kessel führt, da der minimale Luftbedarf eines Brenngases unmittelbar mit dessen chemischer Zusammensetzung gekoppelt ist. Auch die eingebrachte Brennerleistung ändert sich als Funktion des Brenngasvolumenstroms.

Die Simulationen wurden für die gleichen Testgase durchgeführt, die bereits bei der Untersuchung der Glasschmelzwanne verwendet wurden. Für das Referenzgas wird der Dampferzeuger für eine Luftzahl von $\lambda = 1,05$ eingestellt. Die Simulationen veranschaulichen, dass eine Regelungsstrategie über den Druckverlust nur sehr bedingt in der Lage ist, veränderte Betriebsbedingungen aufgrund von Gasbeschaffenheitsschwankungen zu kompensieren. Im vorliegenden Fall führten unterschiedliche Brenngase zu Veränderungen in der eingebrachten Brennerleistung (die Änderungen machen etwa ± 7 % aus) und vor allem in der globalen Luftzahl. Während ein Wechsel vom Referenzgas hin zum niederkalorischen H-Gas 1_GWI lediglich einen Effizienzverlust der Anlage zur Folge hat, ist ein Wechsel hin zum höherkalorischen H-Gas 3_GWI weitaus kritischer, weil signifikante Mengen Kohlenmonoxid gebildet werden. Aufgrund der Veränderungen im Temperaturfeld kommt es des Weiteren zu Veränderungen der Dampfproduktion und der

Wärmebelastung von Bauteilen, was im ungünstigsten Fall zu einer Bauteilbeschädigung führen kann.

2.5.2 Experimentelle Untersuchungen

Die CFD-Analysen wurden von umfangreichen Messkampagnen an einem semiindustriellen Brennerprüfstand des GWI und dem Prüffeld „Industriekessel“ des DBI begleitet. Ziel dieser Untersuchungen war es, mit messtechnischen Methoden den Einfluss von Gasbeschaffenheitsschwankungen zu belegen und gleichzeitig Messdaten für die Validierung der CFD-Simulationen zur Verfügung zu stellen. Die Erkenntnisse der Simulationen konnten durch die Messungen bestätigt werden. Die gute Übereinstimmung zwischen Simulation und Messungen an den Prüfständen belegt zudem, dass auch die mit Hilfe der Simulation gewonnenen Erkenntnisse zu realen Industriefeuern aussagekräftig sind.

Am DBI wurden u. a. die Auswirkungen eines plötzlichen Gasbeschaffenheitswechsels auf den Brenner eines Industriekessels untersucht. Bei dem verwendeten Brenner (Brennerleistung 100 kW) handelte es sich um einen Gebläsebrenner, der auf einen konstanten Verbrennungsluftvolumenstrom eingestellt war. Der benötigte Ausgangsdruck für den Brenngasvolumenstrom wird als konstanter Wert eingestellt. Bedingt durch die veränderten strömungsmechanischen und chemischen Eigenschaften der Brenngase (z. B. Dichte und minimaler Luftbedarf) kommt es zur Veränderung des Luftverhältnisses. Für die Versuche wurde, analog zu den Untersuchungen am GWI, eine Reihe von Testgasen definiert, die die extremen Grenzen der G 260 im H-Gas-Bereich abdecken (H-Gas 1_DBI, H-Gas 3_DBI, H-Gas Ref._DBI vgl. Abbildung 2-1). Anders als am GWI wurde jedoch direkt von dem niederkalorischen Erdgas auf das hochkalorische Gas umgestellt. Bei den Messungen war der Brenner optimal auf das anfänglich verwendete Gas eingestellt. Bei anfänglich niedrigen Luftzahlen ($\lambda = 1,105$; Rest-O₂ = 2,0 Vol-% und $\lambda = 1,135$; Rest-O₂ = 2,5 Vol-%), steigen die CO-Emissionen nach der Umstellung auf ein höherkalorisches Gas so extrem an, dass z. B. die Abgasgrenzwerte von 50 mg/m³ CO gemäß TA-Luft (Feuerungswärmeleistung < 50 MW) nicht mehr eingehalten werden können.

Der Sprung von der Gasbeschaffenheit H_Gas 1_DBI auf H_Gas 3_DBI stellt einen „worst case“ dar, der zwar durch das DVGW-Arbeitsblatt G 260 gedeckt, aber realistisch gegenwärtig noch nicht zu erwarten ist. Daher wurden weitere Untersuchungen durchgeführt, bei denen der gleiche Brenner mit Brenngasen beaufschlagt wurde, welche sich innerhalb des ± 2 % Wobbe-Indexbandes um das Referenzgas H-Gas Ref._DBI vom niederkalorischen H-Gas 1-2%_DBI zum hochkalorischen H-Gas 3+2%_DBI bewegten. Auch in diesem Fall wurde der Brenner nach Effizienzkriterien auf das niederkalorische Gas H-Has 1-2%_DBI mit $\lambda = 1,105$ und Rest-O₂ = 2,0 Vol-% eingestellt. Der Sprung erfolgte also von diesem niederkalorischen H-Gas 1-2%_DBI zum hochkalorischen H-Gas 3+2%_DBI. Selbst für diesen gegenwärtig realistischen Fall werden die Grenzwerte der TA-Luft (50 mg/m³ CO, s. o.) überschritten.

Ein weiterer relevanter Aspekt, der anhand von Messungen gezeigt werden konnte, ist, dass sich die Flammenlänge aufgrund unterschiedlicher aber G 260-konformer Gaszusammensetzungen signifikant ändern kann. Im Extremfall kann dies zu lokalen Überhitzungen an Bauteilen führen. Mit Hilfe einer Brennkammer mit variabler Länge konnte dies gezeigt werden. Dazu wurde der Brennraum für den eingesetzten 100 kW-Gebläsebrenner (eingestellt auf das Referenzgas Ref._DBI) von der Normlänge 76,5 cm ausgehend kontinuierlich verkleinert, bis ein signifikanter CO-

Anstieg ($> 1000 \text{ mg/m}^3$) im Abgas die tatsächliche Ausdehnung der Flamme signalisierte. Diesbezüglich ergeben sich für die untersuchten Gasmischungen folgende Flammenlängen:

- H-Gas 3_DBI: $L = 34,5 \text{ cm}$
- H-Gas Ref._DBI: $L = 32,5 \text{ cm}$

Diese anhand der CO-Gehalte ermittelten Flammenlängen wurden auch durch die optischen Flammenuntersuchungen bestätigt.

Zur Bestimmung der Reaktionszone in der Flamme erfolgten zusätzlich optische Untersuchungen im UV-Bereich ($306 \pm 5 \text{ nm}$). In diesem Wellenlängenbereich kann die Strahlung der OH-Radikale von der Hintergrundstrahlung unterschieden werden. Diese optischen Flammenuntersuchungen geben Hinweise auf die Flammenausdehnung und „hot spots“ in der Flamme, welche Ursache für erhöhte NO_x -Emissionen sein können. Für die Untersuchungen wurde der vorgenannte Gebläsebrenner verwendet, der auf das Referenzgas H-Gas Ref._DBI eingestellt war ($\lambda = 1,135$ und Rest- $\text{O}_2 = 2,5 \text{ Vol-\%}$).

2.5.3 Zusammenfassung der Untersuchungsergebnisse

Die Untersuchungsergebnisse an den Prüfständen des GWI und DBI bestätigen sowohl die Erfahrungen aus der industriellen Praxis als auch die Ergebnisse der Simulationen realer Industrieanlagen. Gasbeschaffenheitsänderungen, selbst innerhalb der von der G 260 vorgegebenen Grenzen, wirken sich auf den Betrieb feuerungstechnischer Anlagen aus. Ob diese Schwankungen zu Betriebsproblemen führen oder nicht, ist jedoch in hohem Maße von der konkreten Anwendung und auch der konkreten Anlage mit ihren Mess- und Regelungseinrichtungen abhängig. Viele Systeme im Bereich der Thermoprozesstechnik sind hinreichend robust, um trotz plötzlicher Veränderungen der Gasbeschaffenheit noch innerhalb der Spezifikationen weiter betrieben werden zu können. Andere reagieren mit geringen Veränderungen bei Wirkungsgraden oder Schadstoffemissionen. Für einige sehr sensible Prozesse und Anlagen, zum Beispiel aus der Glas-, Keramik- und Metallindustrie, aber auch aus der chemischen Industrie haben Gasbeschaffenheitsschwankungen erhebliche Auswirkungen auf die Effizienz, die Schadstoffemissionen, die Lebensdauer und die Produktqualität.

Branche	Prozess	Effizienz	Sicherheit (Emissionen und/oder thermische Überlast)	Produktqualität
Bei Umstellung von niederen auf höheren Wobbe-Index (gesamte mögliche Schwankungsbreite DVGW G 260)				
Wärme	Heiz- und Dampfkessel	gelb	rot	grün
	Hellstrahler	gelb	rot	grün
	direkte und indirekte Trocknung	gelb	gelb	gelb
Metallurgie	Vorwärmung (Metalle)	gelb	rot	gelb
	Thermochem. Wärmebehandlung	gelb	gelb	grün
	Verzinkungsprozesse	gelb	grün	rot
	Schmelzprozesse (NE-Metalle)	rot	rot	rot
Keramik	Kalköfen, Kalzinierung von Tonerden	gelb	gelb	gelb
	Ziegelfertigung	gelb	rot	rot
	Porzellanbrennen	gelb	rot	rot
Glas	Glasschmelzen (Flachglas)	rot	rot	rot
	Glasschmelzen (Behälterglas), Feeder	rot	rot	rot
	Glasnachbehandlung	rot	rot	rot
Chemie	Chemie-, Kunststoffindustrie	rot	rot	rot




 kein Handlungsbedarf
 z. T. Handlungsbedarf
 Handlungsbedarf

Abbildung 2-2: Einschätzung der Empfindlichkeit verschiedener Thermoprozesse in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen

Abbildung 2-2 zeigt eine Einschätzung der Forschungsstellen zu den Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf verschiedene Verbrennungsprozesse aus dem Bereich der Thermoprozesstechnik, basierend sowohl auf Literaturrecherchen als auch auf Erkenntnissen, die im Laufe des Forschungsvorhabens gewonnen wurden. Dabei wird unterschieden zwischen Auswirkungen auf die energetische Effizienz, die Sicherheit und - soweit relevant - die Produktqualität, wobei der Aspekt Sicherheit sowohl die Emissionen (CO bis in den %-Bereich) als auch eine mögliche thermische Überlast beinhaltet. Die Abbildung veranschaulicht die komplexen Zusammenhänge zwischen Gasbeschaffenheit und möglichen Konsequenzen für den jeweiligen Prozess. Es wird deutlich, dass es im industriellen Kontext aufgrund der Vielzahl unterschiedlicher Gasanwendungen keine allgemeingültige Lösung geben kann. Vielmehr wird jeder industrielle, gasbefeuerte Prozess in Bezug auf mögliche Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen hin untersucht werden müssen. Auch Lösungsstrategien sind konkret auf eine jede Anwendung zuzuschneiden.

Die Bandbreite des DVGW-Arbeitsblattes G 260 ist über Artikel 2 der Gasgeräte-richtlinie als Gaszusammensetzung des Mitgliedstaates Deutschland verankert. Daher wird teilweise die Meinung vertreten, dass Produkte, die durch unter der Gasgeräte-richtlinie harmonisierte Normen zertifiziert sind, diesen Bereich komplett abdecken können. Der Versuch mit einem Brenner entsprechend der harmonisierten Norm EN676 hat gezeigt, dass dies nicht so ist, sondern differenziert werden muss. Die Produkte sind generell im angegebenen Bereich einsetzbar, aber die lokal auftretende Schwankung der Gasbeschaffenheit darf nicht in der kompletten Bandbreite stattfinden, damit ein sicherer und bestimmungsgemäßer Gebrauch möglich ist. Dies vor allem auch vor dem Hintergrund, dass derartige Anlagen bislang nicht auf ein Standardgas wie G20 eingestellt werden, sondern auf das lokal vorliegende Gas. Daher ist zu empfehlen, dass für zukünftige Diskussion (z. B. Pilotstudien, Normungsaktivitäten) über mögliche Gasbeschaffenheiten immer

nach genereller Bandbreite (G 260) und lokal auftretender Bandbreite (z. B. auf Grund G 685) differenziert wird. Auf jeden Fall kann prognostiziert werden, dass die Ausschöpfung der gesamten Bandbreite der G 260 zu massiven Problemen bei einer großen Anzahl industrieller Gasverwendungen führen wird.

2.5.4 Lösungsansätze

Industrielle und gewerbliche Feuerungsanlagen unterliegen in der Regel weitaus strengeren wirtschaftlichen und ökologischen Rahmenbedingungen als Gasgeräte im Haushalt. Aufgrund der sehr viel höheren Brennerleistungen spielen vor allem Wirkungsgrade und damit Betriebskosten eine größere Rolle. Zudem müssen Thermoprozessanlagen die geforderte Produktqualität sicherstellen und stehen meistens im Verbund mit komplexen Produktionsketten. Daher genügt es nicht, den Thermoprozess isoliert zu betrachten, sondern vor- oder nachgeschaltete Anlagen und Prozesse müssen bei Optimierungs- und Kompensationsmaßnahmen ebenfalls berücksichtigt werden.

Grundsätzlich ist es aus den oben genannten Gründen schwierig, allgemeine Lösungsstrategien zu nennen, um industrielle Feuerungsprozesse auf schwankende Gasbeschaffenheiten vorzubereiten. Jeder Prozess und jede Anlage ist anders. Es kann jedoch allgemein unterschieden werden zwischen Maßnahmen auf Seiten der Netzbetreiber und Maßnahmen seitens der Gasanwender.

Eine wesentliche Maßnahme, mit der Gasversorger die Betreiber sensibler Industrieprozesse bei der Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen unterstützen können, ist die Bereitstellung von aktuellen Informationen zur Gasbeschaffenheit und/oder -zusammensetzung, wie es in anderen Ländern, beispielsweise Frankreich [2.17], [2.19] oder auch Dänemark [2.20], bereits gemacht wird. Auf diese Weise könnten betroffene Nutzer frühzeitig (z. B. über das Internet oder SMS) über anstehende Veränderungen der Gasbeschaffenheit informiert werden, sodass sie ihre Anlagen und Prozesse entsprechend vorbereiten können. In Frankreich geht die Kooperation zwischen Gasversorgern und industriellen Großabnehmern von Erdgas so weit, dass die Versorger z. B. Gaschromatographen (inkl. Wartung) an Kunden mit besonderen Anforderungen an die Gasbeschaffenheit vermieten und diese auch bei der Einbindung solcher Geräte in die Prozesssteuerung unterstützen.

Eine weitere netzseitige Möglichkeit wäre selbstverständlich, Erdgas flächendeckend im Netz auf eine sehr enge Beschaffenheitsbandbreite zu konditionieren. Dies wird z. B. in Ländern wie Japan [2.21] gemacht. Japan bezieht Erdgas im Wesentlichen in Form von LNG. Aufgrund der anders gearteten Versorgungslage für Deutschland wird diesbezüglich eine volkswirtschaftliche Untersuchung in einem Folgeprojekt empfohlen, da eine wirtschaftliche Gesamtbetrachtung zu dieser Möglichkeit in diesem Projekt nicht erfolgte.

Auf der Anwenderseite können zur Kompensation von gasbeschaffenheitsbedingten Prozessschwankungen prinzipiell Messungen zur Steuerung des Feuerungsprozesses vor, während und/oder nach der Verbrennung mehr oder weniger detailliert durchgeführt werden. Dabei sollte die Überwachung des Feuerungsprozesses im Feuerungsraum zur besseren Brennersteuerung Stand der Technik sein, um Produktqualität, Effizienz und niedrige Schadstoffemissionen sicherzustellen. Für die Prozessregelung ist insbesondere der Restsauerstoffgehalt im Abgas von Bedeutung, da sich daraus die im Ofenraum vorliegende globale Luftzahl ableiten lässt. Änderungen der Gasbeschaffenheit wirken sich u. a. auf den minimalen Luftbedarf und damit auf die Luftzahl aus, sodass eine Lambda-Sonde ein erster Ansatz zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen im Sinne einer Verbrennungsgüterregelung sein kann. Hierbei ist

zu beachten, dass dieses System jedoch nicht in jedem Prozess eingesetzt werden kann. Darüber hinaus kann aus Umweltschutzgründen die Messung weiterer Abgaskomponenten wie CO und NO_x ebenfalls erforderlich sein. Aus Gründen der Wirtschaftlichkeit bietet sich eine Kombination aus CO- und O₂-Messung an, da hier der Luftüberschuss bei gleichzeitiger CO-Kontrolle minimiert werden kann. Die Minimierung des Luftüberschusses erhöht die Prozesseffizienz, da die Abgasverluste reduziert werden können. Auf europäischer Ebene sind Luftzahlvorgaben für Thermoprozesse im Bereich von $\lambda = 1,1$ geplant, die bei Gasbeschaffenheitsschwankungen hin zu höherkalorischen Gasen ohne Kompensation zu Emissionsproblemen führen kann.

Eine Leistungsregelung wäre hingegen durch die Messung der Abgasbestandteile nicht direkt gegeben, daher wäre dies der nächste logische Schritt, um Brenngas- und Oxidatorvolumenströme optimal an die Bedürfnisse des Prozesses und die aktuell anliegende Gasbeschaffenheit anzupassen. Es sei an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass nach wie vor zahlreiche Anlagen existieren, die über fest hinterlegte Volumenstromverhältnisse oder eingestellte Brenngasdruckverluste gesteuert werden. Die vorgestellten Simulationen und Messungen weisen die unzureichende Flexibilität dieser Steuerungsmethodik auf, da hier nicht in ausreichendem Maße auf variable physikalische und chemische Eigenschaften des Brenngases Rücksicht genommen werden kann. Eine separate Steuerung der Brenngas- und Oxidatorvolumenströme ist diesbezüglich im Sinne einer kombinierten Leistungs- und Verbrennungsgüteregelung weitaus zielführender. Solch innovative, vergleichsweise kostengünstige Leistungs- und Verbrennungsgüteregelungen auf Basis von Abgas- und Temperaturmessungen können auch größtenteils im Bestand nachgerüstet werden. Wenn eine Nachrüstung erfolgt muss geklärt werden, wie sich diese auf zulassungsrelevante Eigenschaften des Produkts auswirken. Vielfach müssen jedoch entsprechende Schnittstellen zwischen Sensorik und Aktorik und vor allem ein prozessspezifisches Regelungsmodell eingeführt werden. Durch die Bestimmung charakteristischer Brenngasgrößen, etwa Heizwerte, Wobbe-Index oder auch physikalischer Größen wie Dichte, Wärmeleitfähigkeit oder Schallgeschwindigkeit, können Eigenschaften eines Brenngasgemisches in größerem Umfang bei der Regelung der Anlage berücksichtigt werden. Hierbei ist jedoch sicherzustellen, dass die zu erwartenden Brenngaszusammensetzungen mit dem verwendeten Messverfahren kompatibel, d. h. durch Kalibration und Justage abgedeckt sind.

In manchen Anwendungsfällen ist die Bestimmung einiger weniger charakteristischer Brenngaskenngrößen allein nicht ausreichend, um Produktqualität und Effizienz einer Thermoprozessanlage sicherzustellen. Dies gilt im Wesentlichen für Prozesse, bei denen die Flamme in unmittelbarem Kontakt mit einem Wärmegut kommt, etwa bei Schmelz- oder Wärmebehandlungsprozessen, wie sie in der Glas-, Keramik- oder auch Metallindustrie zu finden sind. Bei diesen Prozessen spielen Flammenlänge und -form sowie die sich daraus ergebenden Wärmeflüsse in das Wärmegut eine wesentliche Rolle für die Produktqualität. Die Flammenform wiederum wird durch die chemische Zusammensetzung des Brenngases beeinflusst, sodass eine Reduktion der Beschreibung der Gasbeschaffenheit auf einen oder mehrere Kennwerte oft nicht ausreichend ist. In diesen Fällen kommen Gaschromatographen (GC) zum Einsatz, die die chemische Zusammensetzung eines Gases aufschlüsseln können. In [2.10] und [2.11] sind Fälle beschrieben, in denen empfindliche Prozesse aus der Glasindustrie durch den Einsatz von Gaschromatographen in Kombination mit entsprechenden Regelungsstrategien trotz schwankender Gasbeschaffenheiten erfolgreich betrieben werden konnten, während vorher installierte Regelungen über den Wobbe-Index versagt hatten. Nachteile von Gaschromatographen sind die vergleichsweise hohen Investitions- und Betriebskosten.

Erste vereinfachte Messverfahren existieren bereits im Labor, müssen aber noch auf ihre Industrietauglichkeit überprüft werden. Interessant wäre die an einigen Stellen bereits umgesetzte

Praxis [2.17], [2.19], dass ein Gasnetzbetreiber industriellen Kunden seine Gasbeschaffenheitsmessdaten als Dienstleistung zeitnah zur Verfügung stellt.

Eine weitere Möglichkeit, eine konstante Gasbeschaffenheit an einer Thermoprozessanlage zu gewährleisten, ist die Kombination einer Gasbeschaffenheitsmessung mit einer Konditionierung mit Hilfe von Zusatzgasen, z. B. Flüssiggas, Stickstoff oder Luft, wie sie auch bei der Einspeisung von Bioerdgas angewendet wird. So eine Gaskonditionierung vor Ort dürfte für viele Industriebetriebe hingegen keine wirtschaftlich sinnvolle Lösung sein.

Bei allen adaptiven Leistungs- und Verbrennungsgüte-Regelsystemen auf Basis von Prä-, In-situ- und/oder Post-Prozessmessungen ist zu klären, wie solche Geräte sinnvoll, sicher und normgerecht in bestehende Mess-, Steuer- und Regelungssysteme von Thermoprozessanlagen eingebunden werden können. Es sei an dieser Stelle u. a. auf die DIN EN 746, Teil 2 und die Maschinenrichtlinie hingewiesen. Diese Normen betrachten erstmalig die gesamte Sicherheitskette. Um ausreichend hohe Sicherheitsintegritäts-Level (SIL) und Performance-Levels (PL) zu erreichen, genügt es nicht mehr, dass die Einzelkomponenten entsprechend zertifiziert sind. Vielmehr muss die gesamte Prozesssteuerung den definierten Anforderungen gerecht werden [2.22].

Allgemein lässt sich festhalten, dass Gasbeschaffenheitsschwankungen bei Auslegung und Betrieb von Thermoprozessanlagen in Zukunft eine weitaus größere Rolle spielen werden als bisher. Im Bereich von gasbeschaffenheitssensiblen Thermoprozessanlagen sind bereits Prozess- und Produktqualitätsstörungen aufgrund von Gasbeschaffenheitsfluktuationen aufgetreten. Angesichts der Vielfalt an gasbefeuerten Thermoprozessen gibt es jedoch keine allgemeingültige Lösung, wie in Zukunft mit solchen Schwankungen umzugehen ist. Jeder Prozess und jede Anlage reagieren unterschiedlich. Viele Prozesse weisen eine ausreichende Robustheit in ihren Betriebsparametern auf, um mit verhältnismäßig geringem Aufwand auf Gasbeschaffenheitsfluktuationen vorbereitet werden zu können. Andere hingegen sind prozessbedingt sensibler und erfordern entsprechend mehr Aufwand bei der Kompensation. Im Abschlussbericht des DVGW-Projektes G 1/06/10 „Untersuchung der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen“ wird auf die Kompensationsverfahren ausführlich eingegangen. Des Weiteren werden mögliche Lösungsstrategien in einem folgenden Artikel ausführlich erläutert.

Für alle Thermoprozessanlagen gilt jedoch, dass mehr und detaillierte Informationen über relevante Prozessparameter vor, während und nach dem Verbrennungsvorgang von entscheidender Bedeutung sind, um Gasbeschaffenheitsschwankungen und ihre Auswirkungen auf sensible Feuerungsprozesse frühzeitig zu erkennen und zu kompensieren. Flexiblere Eingriffsmöglichkeiten (etwa die separate Regelung von Brenngas- und Oxidatorvolumenströmen) ermöglichen eine einfachere Kompensation. Gerade automatisierte Regelungssysteme bieten hier viele Vorteile [2.17].

Darüber hinaus ist wichtig, ein wachsendes Bewusstsein bei der Gaswirtschaft, den Anlagenbauern, -betreibern und Komponentenherstellern bezüglich der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf sensible Anlagen und Prozesse zu schaffen. Für die Betreiber solcher Anlagen wäre eine frühzeitige Information über anstehende Gasbeschaffenheitsänderungen auf jeden Fall hilfreich.

2.6 Zusammenfassung

Die Veränderungen auf den deutschen und europäischen Gasmärkten sind unumkehrbar und bringen erhebliche Vorteile mit sich. Erhöhte Versorgungssicherheit, stabile Preise und die verstärkte

Einbindung regenerativer Energiequellen seien hier als Vorteile dieser Entwicklung genannt. Auf der Anwenderseite müssen sich aber vor allem gewerbliche und industrielle Anlagenbetreiber auf stärkere Schwankungen der Gaszusammensetzung und damit der Verbrennungseigenschaften der verteilten Gase einstellen. Die zunehmende Ausnutzung der Gasbeschaffenheitsvorgaben des DVGW-Arbeitsblattes G 260 bleibt für manche Anwendungen unkritisch. Gerade im Bereich der Thermoprozesstechnik sind jedoch Prozesse bekannt, die aus Gründen der Betriebssicherheit, Produktqualität, Effizienz und Umweltverträglichkeit empfindlich auf Schwankungen der Gasbeschaffenheit reagieren. Erste Fälle, in denen fluktuierende Gasbeschaffenheiten zu Produktionsproblemen geführt haben, sind bereits bekannt geworden. Gerade für Deutschland mit seinen traditionell lokal konstanten Gasbeschaffenheiten und dem breiten Einsatz von Erdgas im Gewerbe und der Industrie ist dies eine neue Herausforderung.

Im Rahmen eines vom DVGW geförderten Forschungsvorhabens wurden die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf eine Reihe gewerblicher und industrieller Feuerungsprozesse untersucht. Mit Hilfe von Simulationen und experimentellen Untersuchungen wurden die potentiellen Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen aufgezeigt und analysiert.

Im Hinblick auf die unter Pkt. 2.2 enthaltenen Ziele des Projektes kann zusammenfassend gesagt werden:

Die Untersuchungen bzgl. zukünftiger Gasbeschaffenheiten und deren Schwankungsbreiten zeigten (Pkt. 3), dass die Simulationen und experimentellen Untersuchungen im Rahmen des Forschungsprojektes von den maximal möglichen Grenzwerten innerhalb des DVGW Arbeitsblattes G 260 ausgehen müssen. Aufgrund der dargestellten Situation (Erschöpfung der Erdgas L Vorräte) lag der Untersuchungsschwerpunkt auf Erdgas H.

Die Einflüsse von Gasbeschaffenheitsänderungen auf verbrennungstechnische Kenngrößen konnten durch die theoretischen und experimentellen Untersuchungen (Pkt. 4.2) bestätigt werden. Bereits innerhalb einer ± 2 %- W_s -Schwankungsbreite ergaben sich unzulässige Emissionen (CO-Grenzwertüberschreitung), thermische Überlasten bzw. Effekte auf die Produktqualitäten.

Als besonders gasbeschaffenheitssensibler Prozess wurde u.a. die Glasschmelzwanne identifiziert. Eine Einschätzung der Prozessempfindlichkeit und der Effekte auf die Produktqualität wurde durch die Forschungsstellen (Kap. 4.1) durchgeführt. Diese wurden unter Beachtung der Untersuchungsergebnisse in einer Ampel (Kap. 2.5.3 bzw. Kap. 6) übersichtlich zusammengefasst.

Es existieren verschiedene Kompensationsansätze für Gasbeschaffenheitsschwankungen (Kap. 5). Je nach Anforderung und Möglichkeiten können die Kompensationsmöglichkeiten dem Prozess vorgeschaltet, nachgeschaltet oder im Prozess integriert sein. Vom Aufwand reichen in einigen Fällen entsprechende Systemeinstellungen, Temperaturfühler und Drucksensoren als Sensorik, bei manchen Gasanwendungen müssen die relativ kostspieligen GC- oder korrelativen Gasbeschaffenheitsmessgeräte eingesetzt werden.

Angesichts der Vielfalt an gasbefeuerten Thermoprozessen gibt es keine allgemeingültige Lösung für den Umgang mit Gasbeschaffenheitsschwankungen. Deshalb wurden differenzierte Handlungsempfehlungen (Kap. 6) für:

- Betreiber und Hersteller von gewerblichen und industriellen Anlagen und Komponenten,
- Gasversorger und Netzbetreiber,
- Normungs- und Regelwerksghremien

erstellt. Aus diesen Handlungsempfehlungen ergibt sich der weitere Forschungs- und Entwicklungsbedarf, der unter Pkt. 6.4 näher spezifiziert wird.

2.7 Danksagung

Die Projektpartner danken dem DVGW für die Förderung des Projektes im Rahmen der Innovationsoffensive Gas. Weiterhin möchten die Forschungsstellen allen Mitgliedern der Projektbegleitgruppe für ihre intensive und engagierte Zusammenarbeit sowie den Industriefirmen für die Bereitstellung von Untersuchungsmaterialien ihren Dank aussprechen.

2.8 Literaturverzeichnis

- [2.1] Nitschke-Kowsky, P., Schenk, J., Schley, P., Altfeld, K., “Gasbeschaffenheiten in Deutschland”, *Gaswärme International*, Ausgabe 6, S. 55–60, 2012.
- [2.2] Krause, H., Müller-Syring, G., “Das Erdgasnetz als Speicher für regenerative Energie”, *gwf-Gas|Erdgas*, Ausgabe 11, S. 764–770, 2010.
- [2.3] Krause, H., “Bewertung der Energieversorgung mit leitungsgebundenen gasförmigen Brennstoffen im Vergleich zu anderen Energieträgern”, Bonn, Abschlussbericht DVGW Forschungsprojekt G 5-04-09, 2011.
- [2.4] Directive 2003/55/EC of the European Parliament and of the Council of 26 June 2003 concerning common rules for the internal market in natural gas and repealing Directive 98/30/EC. 2003, p. 22.
- [2.5] Linke, G., “Die Rolle von Erdgas in den zukünftigen Strukturen der Energiespeicherung”, *gwf-Gas|Erdgas*, Ausgabe 11, S. 772–775, 2010.
- [2.6] Altfeld, K., Schley, P., “Entwicklung der Erdgasbeschaffenheiten in Europa”, *Gaswärme International*, Ausgabe 2, S. 57–63, 2012.
- [2.7] Bunte, K., *Das Gas und Wasserfach*, Band 70, Ausgabe 19, S. 445–446, 1927.
- [2.8] “Technische Regel - Arbeitsblatt DVGW G 260, ‘Gasbeschaffenheit’”, Bonn, 2013.
- [2.9] Spielmann, S., “Schwankungen im Erdgasnetz und die Auswirkungen auf industrielle Feuerungsanlagen”, *VIK Mitteilungen*, Ausgabe 3, S. 17–19, 2012.
- [2.10] Giese, A., “Gasbeschaffenheitsschwankungen - Mögliche Auswirkungen auf industrielle Anwendungen”, *Gaswärme International*, Ausgabe 2, S. 70–75, 2013.
- [2.11] *Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality*, BP/IGU, 2011.
- [2.12] Fleischmann, B., “Ergebnis einer HVG-Umfrage zu Erfahrungen der Glasindustrie mit Gasbeschaffenheitsschwankungen im Erdgasnetz”, Hüttentechnische Vereinigung der Deutschen Glasindustrie e.V., Offenbach, Mitteilung Nr. 2155, 2011.
- [2.13] Nitschke-Kowsky, P., Schenk, J., Schley, P., Altfeld, K., “Gasbeschaffenheiten in Deutschland: Was zum Wobbe-Index gesagt werden muss”, *gwf-Gas|Erdgas*, Ausgabe 06, S. 440–445, 2012.
- [2.14] Dörr, H., Giese, A., Werschy, M., “New gases and application technology”, DVGW-EDGaR First Joint Conference, Arnhem, Niederlande, 2013.

- [2.15] Fleischmann, B., “Einfluss von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle Prozessfeuerungen am Beispiel der Glasindustrie”, gat 2013, Nürnberg, 2013.
- [2.16] Rohde, C., “Erstellung von Anwendungsbilanzen für die Jahre 2009 und 2010 für das verarbeitende Gewerbe,” Fraunhofer-Institut für System- und Innovationsforschung, Karlsruhe, 2011.
- [2.17] Cordier, R., “Impacts des variations de la qualité du gaz H dans les usages industriels”, Colloque d’AFG sur la qualité du gaz, Paris, Frankreich, 2012.
- [2.18] Al-Halbouni, A., “Entwicklung NO_x-emissionsminimierter Heizkesselfeuerungen” Habilitationsschrift, Otto-von-Guericke Universität, Magdeburg, 2001.
- [2.19] Cordier, R., “A service offer in combustion control of gas-fired industrial thermal processes: applications in the glass industry (melting furnaces and feeders)”, GLASSMAN Conference, 2009.
- [2.20] Lindgren, T., “Change of gas quality: a case study from Denmark”, EGATEC 2013, Paris, Frankreich, 2013.
- [2.21] Nakajima, H., Kume, T., Ohashi, T., “Status Report: Impact of Gas Quality Variation on Gas Appliances in Japan”, 25th World Gas Conference, Kuala Lumpur, Malaysia, 2012.
- [2.22] “Europäischer Maschinenrichtlinie- einfach umgesetzt”, Siemens AG, 2009.

3. Recherche zu aktuellen und zukünftigen Gasbeschaffenheiten in Deutschland und Europa

Die Ermittlung der zu erwartenden Schwankungsbreiten der Gasbeschaffenheit in zukünftigen Gasnetzen war Ziel des ersten Arbeitspaketes. Dazu sollten verschiedene Einspeisevarianten in den zulässigen Bandbreiten des DVGW-Arbeitsblattes G 260 [3.1] betrachtet werden. Mögliche Beiträge zu Einspeiseszenarien sollten dabei

- Lagerstättendiversifizierung
- Flüssigerdgas – LNG
- Biogas
- Wasserstoff
- Synthetisches Erdgas

liefern. Mögliche Auswirkungen auf europäische Richtlinien und Handelsregelungen (EASEE-gas) wurden in die Betrachtungen mit einbezogen.

3.1 Grenzwerte aus dem technischen Regelwerk

3.1.1 Situation in Deutschland

Die Beschaffenheit der in der öffentlichen Gasversorgung zur Verteilung kommenden Gase in Deutschland ist seit Jahren im DVGW-Arbeitsblatt G 260 festgelegt. Dieses Arbeitsblatt ist im März 2013 in überarbeiteter Form erschienen. Eine wichtige Kenngröße für die Gasbeschaffenheit ist der sogenannte Wobbe-Index. Der Wobbe-Index ist ein Kennwert für die Austauschbarkeit von Gasen hinsichtlich der Wärmebelastung der Gasgeräte. Er wird in der Regel auf den Normzustand bezogen [3.1]. Brenngase unterschiedlicher Zusammensetzung zeigen bei gleichem Wobbe-Index sowie unter gleichem Druck am Brenner (Fließdruck) eine annähernd gleiche Wärmebelastung. Ändert sich dieser Kennwert, so ändert sich zwangsläufig der Betriebszustand eines Gasbrenners. Im ungünstigsten Fall kann es zu sicherheitsrelevanten Zuständen kommen. Im DVGW Arbeitsblatt G 260 (März 2013) wurde für Erdgas H ein Nennwert von 15 kWh/m³ mit einer Schwankungsbreite von + 0,7 / -1,4 kWh/m³ festgelegt (Tabelle 3-1).

Tabelle 3-1: DVGW-Arbeitsblatt G 260 (2. Gasfamilie, brenntechnische Kenndaten), [3.1]

Bezeichnung	Kurzzeichen	Einheit	Gruppe L	Gruppe H
Wobbe-Index	W _{s,n}	kWh/m ³	11,0 bis 13,0	13,6 bis 15,7
• Gesamtbereich		MJ/m ³	39,6 bis 46,8	49,0 bis 56,5
• Nennwert		kWh/m ³	12,4	15,0
• Schwankungsbereich im örtlichen Versorgungsgebiet		MJ/m ³	44,6	54,0
		kWh/m ³	+0,6/-1,4	+0,7/-1,4
		MJ/m ³	+2,2/-5,0	+2,5/-5,0
Brennwert	H _{s,n}	kWh/m ³	8,4 bis 13,1	
		MJ/m ³	30,2 bis 47,2	
Relative Dichte	d _n		0,55 bis 0,75	

Bezeichnung	Kurzzeichen	Einheit	Gruppe L	Gruppe H
Anschlussdruck	p_{an}	mbar	18 bis 25	
<ul style="list-style-type: none"> Gesamtbereich Nennwert 		mbar	20	

Eine Übersicht der gültigen Bereiche für Wobbe-Index und Brennwert aus dem DVGW-Arbeitsblatt G 260 [3.1] ist in der Abbildung 3-1 dargestellt.

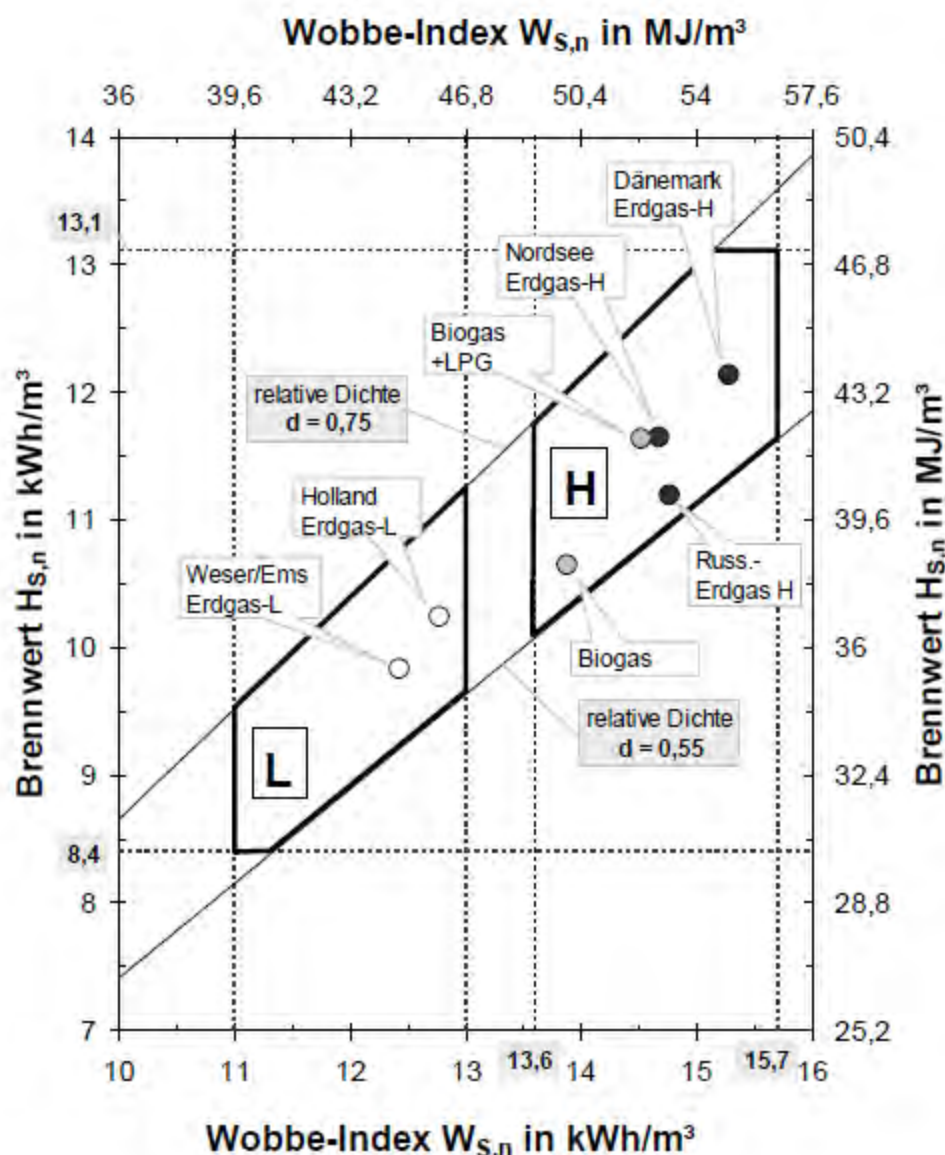


Abbildung 3-1: Gültigkeitsbereiche der zweiten Gasfamilie für Wobbe-Index und Brennwert nach DVGW-Arbeitsblatt G 260 [3.1]

Über die in der Tabelle 3-1 genannten Kenndaten hinaus werden im Arbeitsblatt G 260 zusätzlich Grenzwerte für Gasbestandteile definiert, welche bis auf den Gehalt an Sauerstoff keine wesentlichen Auswirkungen auf die verbrennungstechnischen Kenndaten des Brenngases haben. Zu diesen gehören der Mindestluftbedarf I_{min} , die spezifische Mindestabgasmenge, $v_{f,min}$ sowie die

Zusammensetzung des Abgases. Diese genannten Kennwerte beeinflussen in unterschiedlicher Weise die Vorgänge in einer Thermoprozessanlage.

Insbesondere für den Einsatz erneuerbarer Gase werden im DVGW Arbeitsblatt G 262 [3.2] weitere Grenzwerte für Gasbestandteile definiert. Von diesen sind die Komponenten Kohlenstoffdioxid und Wasserstoff ebenfalls relevant für die Bestimmung der verbrennungstechnischen Kenndaten. Die folgende Tabelle 3-2 fasst die relevanten Grenzwerte zusammen.

Tabelle 3-2: Zusätzliche Grenzen für verbrennungstechnisch relevante Gasbegleitstoffe [3.1, 3.2]

Gasbegleitstoffe	Einheit	Grenzwerte
Sauerstoff (nach G 260) <ul style="list-style-type: none"> - in Netzen mit MOP < 16 bar - in Netzen mit MOP ≥ 16 bar, sowie an Übergabepunkten zu Untertagespeichern und ggf. an Grenzübergabepunkten 	Mol-% Mol-%	≤ 3 ≤ 0,001
Kohlenstoffdioxid (nach G 262) <ul style="list-style-type: none"> - in L-Gasnetzen - in H-Gasnetzen 	Mol-% Mol-%	≤ 10 ≤ 5
Wasserstoff (nach G 262) <ul style="list-style-type: none"> - generell - bei Versorgung von Erdgastankstellen gilt DIN 51624 - bei Untergrundgasspeichern - bei Gasturbinen 	Mol-% Vol-% Vol-%	< 10 ≤ 2 ≤ 0,5 nach Herstellerang.

Die bisher tatsächlich in Deutschland verteilten Gase unterschiedlicher Herkunft lagen seit vielen Jahren in einem lokal sehr engen Wobbe-Index-Band (Abbildung 3-1). Weiterhin wurden bisher nur in wenigen Regionen Erdgase mit verschiedenen Zusammensetzungen verteilt. Anwender, Servicetechniker, Installateure und Hersteller waren also in ihren jeweiligen Regionen in Deutschland seit Jahren relativ konstante Gase gewohnt. Auch die Einspeisung von Bioerdgas hat daran nichts geändert, weil dieses Gas überwiegend aus abrechnungstechnischen Gründen konditioniert wurde.

Dies änderte sich mit dem Unbundling von Netzbetreibern und Gasimporteuren. Durch diesen Prozess treten Änderungen der Verantwortlichkeiten und Interessenverschiebungen auf die den Schwerpunkt des Gashandels und damit des Importes auf eine kurzfristige Kostenoptimierung richten. Seit etwa 2011 kommt es dadurch zu einer deutlichen Erweiterung des Wobbe-Index-Bandes der verteilten Gase. Die komfortable Situation konstanter Gasbeschaffenheit wird es wie o. g. zukünftig nicht mehr geben.

Die folgende Abbildung 3-2 zeigt den Wobbe-Index für in Deutschland verteilter Erdgase H nach Nitschke-Kowsky [3.3] von 1985 bis 2011.

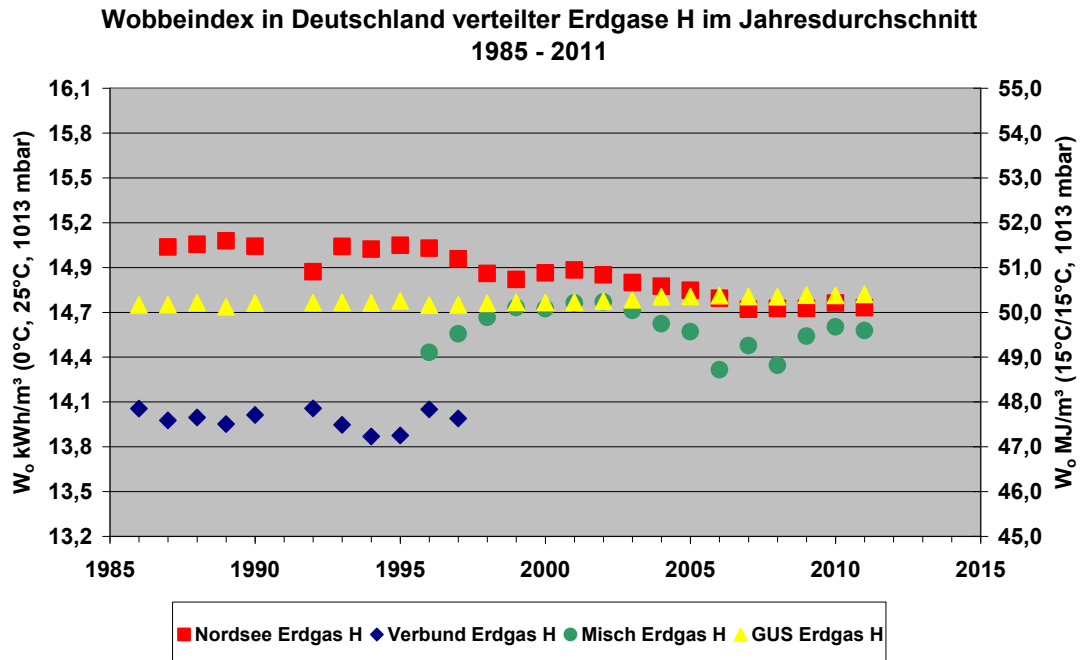


Abbildung 3-2: Wobbe-Index in Deutschland verteilter Erdgase H von 1985 bis 2011 (Jahresdurchschnitt) nach [3.3]

Neben den DVGW-Arbeitsblättern spielt im grenzüberschreitenden Gashandel die EASEE-gas-Richtlinie CBP 2005-001/01 eine Rolle. Sie stellt keine Norm im Sinne des DVGW-Regelwerkes dar. Die Richtlinie dient lediglich als Empfehlung für die Gestaltung von Verträgen im internationalen Gashandel. Bei den Betrachtungen der Common Business Practice CBP 2005-001/01 „Harmonisation of Natural Gas Quality“ (EASEE-gas) wurden wesentliche Unterschiede zu den aktuellen Werten des DVGW-Arbeitsblattes G 260 für die verbrennungstechnisch relevanten Kenngrößen festgestellt (Tabelle 3-3).

Tabelle 3-3: Vergleich der EASEE-Gas CBP 2005-001/01 mit der DVGW G 260 [3.1]

Bezeichnung	Einheit	EASEE-Gas	DVGW-G260
Kohlendioxid CO ₂	Mol-%	2,5	5 ^a
Sauerstoff O ₂	Mol-%	0,001	0,001 ^b
Rel. Dichte d	-	0,555...0,700	0,55...0,75
Wobbe-Index W _{s,n}	kWh/m ³	13,60...15,81	13,6...15,7 ^e

^a in H-Gas-Netzen nach DVGW G 262 [3.2]

^b in Netzen mit MOP > 16 bar

^e H-Gas nach DVGW G 260

3.1.2 Harmonisierungsbestrebungen in Europa

Die Schwankungsbreite wird im derzeit laufenden europäischen Normungsprozess (Mandat M 400, s. u.) stark diskutiert. Die europäische Normung wurde mit dem Ziel eines möglichst freien, grenzüberschreitenden Handels von der europäischen Kommission angestoßen. Die Gasversorgung und -beschafftheit werden in den verschiedenen EU-Ländern traditionell sehr unterschiedlich gehandhabt und es gibt erhebliche, teils regionale Unterschiede. Erste Schritte zum Zusammenwachsen des europäischen Gasmarktes sind:

- 1999: Europäisches Forum für Erdgasregulierung (Madrid-Forum),
- 2002: EASEE-gas CBP für grenzüberschreitende Gasbeschafftheit,
- 2002: Aktualisierung EN 437 (EU-Norm für Prüfgase, -drücke, Gerätekategorien),
- 2007: Mandat M/400 der Europäischen Kommission an CEN zur Harmonisierung der europäischen Erdgasbeschafftheit (H-Gas).

Die Abbildung 3-3 zeigt die festgelegten $W_{S,n}$ -Grenzen in Europa sowie typische Werte nach Marcogaz.

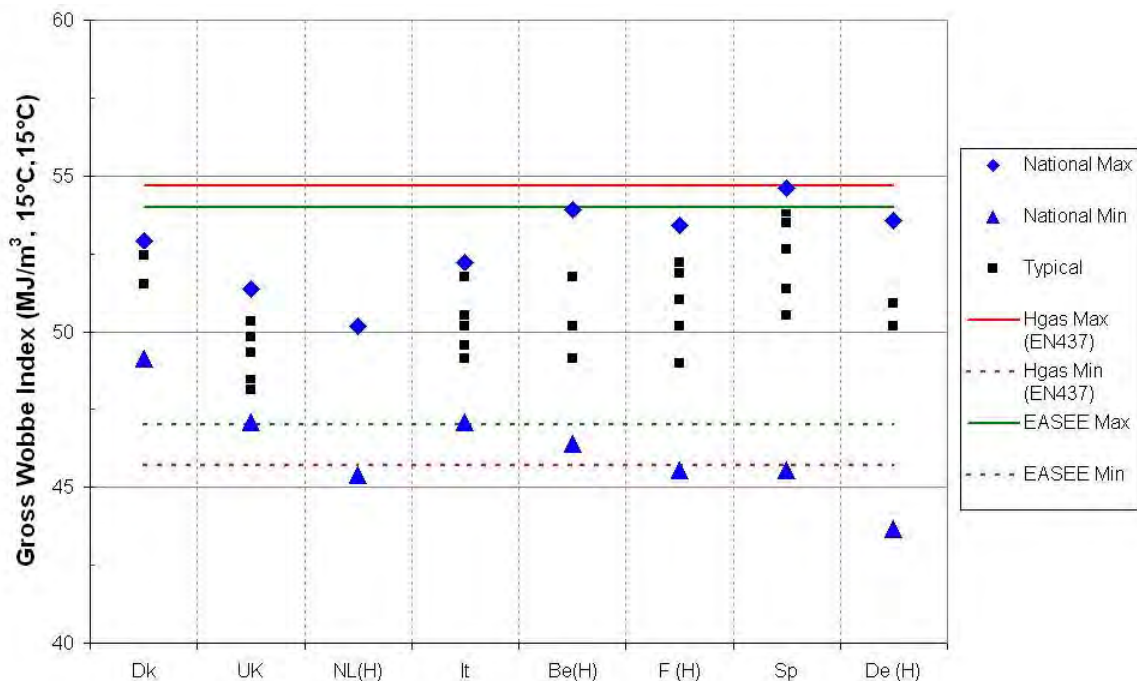
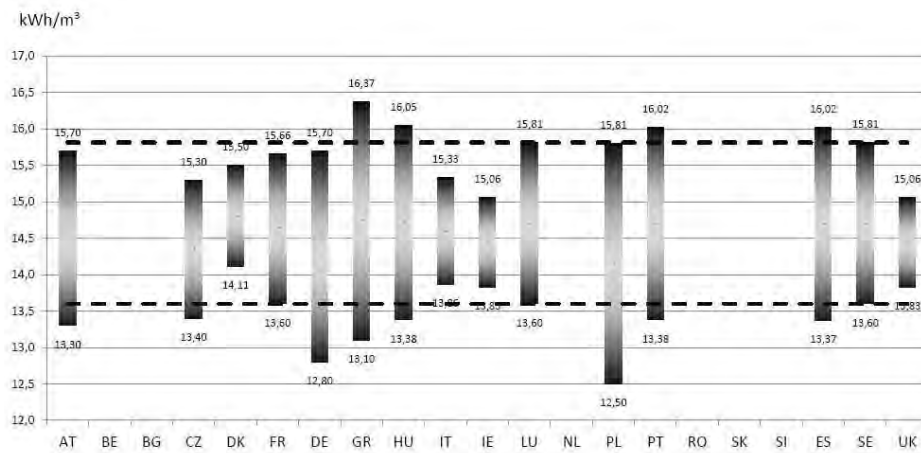


Abbildung 3-3: Festgelegte $W_{S,n}$ -Grenzen in Europa (Max und Min nach EN437 und EASEE-Gas) sowie typische Werte nach Marcogaz [3.4]

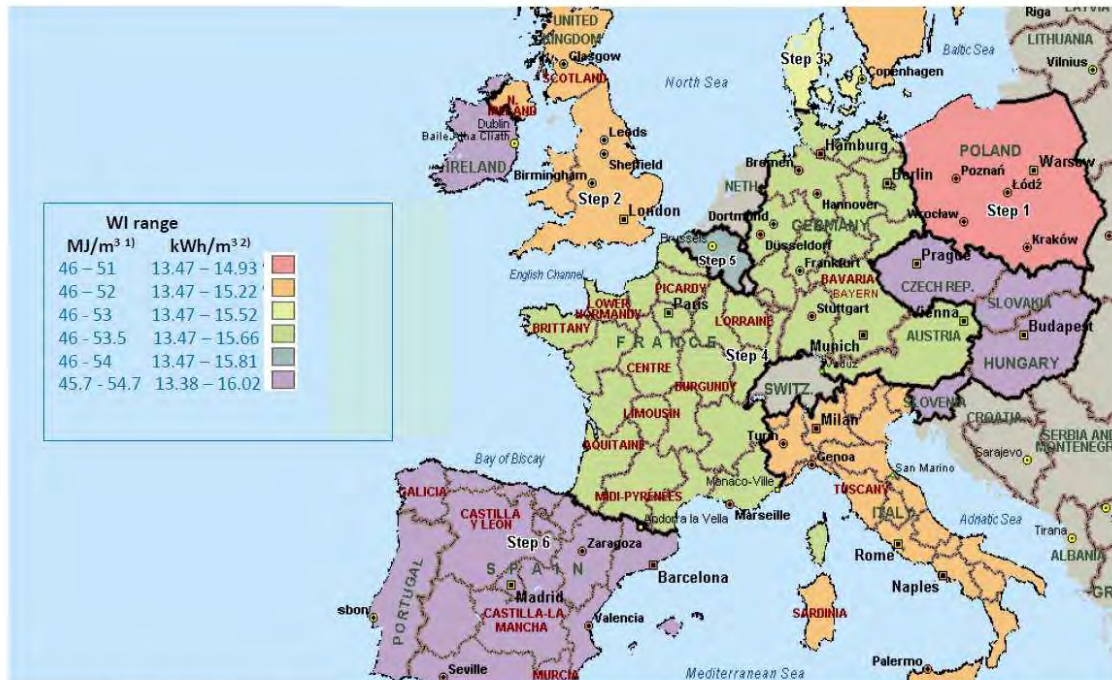
Die Abbildung 3-4 zeigt die unterschiedlichen Wobbe-Index-Bereiche in Europa ($W_{S,n}$ -oberer Wobbe-Index) für 0° C und 101.325 kPa. In der überarbeiteten Fassung des DVGW-Arbeitsblattes G 260 (März 2013) wurde der Wobbe-Index-Bereich für H-Gase auf die Schwankungsbreite 13,6 bis 15,7 kWh/m³ verringert. Eingezeichnet ist auch der Schwankungsbereich nach EASEE-Gas. Die aktuelle Verteilung des Wobbe-Index $W_{S,n}$ in Europa geht aus Abbildung 3-5 hervor.



Different national Wobbe index ranges [kWh/m³ (@ 0°C, 101.325 kPa)] for high calorific natural gas; range defined by EASEE-gas denoted by dashed lines (Comparability has been achieved by adjustment of Wobbe Indices to normal conditions.)

Source: Drasdo, Peter; Karasz, Michael; Pustisek Andrej (2013): Dis-harmony in European natural gas market(s) - discussion of standards and definitions, accepted for publication in: Zeitschrift für Energiewirtschaft; © Springer Verlag 2013

Abbildung 3-4: Unterschiedliche Wobbe-Index-Bereiche in Europa (Ws,n-oberer Wobbe-Index, 0° C, 101.325 kPa) nach [3.5]



1) W.I expressed in MJ/m³ (15°C, 15hPa and 1013,25 hPa).
 2) W.I expressed in kWh/m³ (25°C, 0hPa and 1013,25 hPa)

Map based on Doc CEN BT WG 197 027 Data OJEU (2004.12.01) National declaration according to GAD. Validated by CEN BT WG 197 members; source MARCOGAZ

Abbildung 3-5: Aktuelle Ws,n-Verteilung in Europa (Stand 2004) [3.4]

Nach dem in Abbildung 3-6 dargestellten möglichen Szenario für den Wobbe-Index ist in Europa eine schrittweise Anpassung an einen größeren Wobbe-Index-Bereich (13,6 bis 15,8 kWh/m³,

Quelle: EASEE-Gas) angedacht. Die Diskussion um die europäische Harmonisierung der Gasbeschaffenheit wird derzeit kontrovers geführt und ist nicht abgeschlossen.

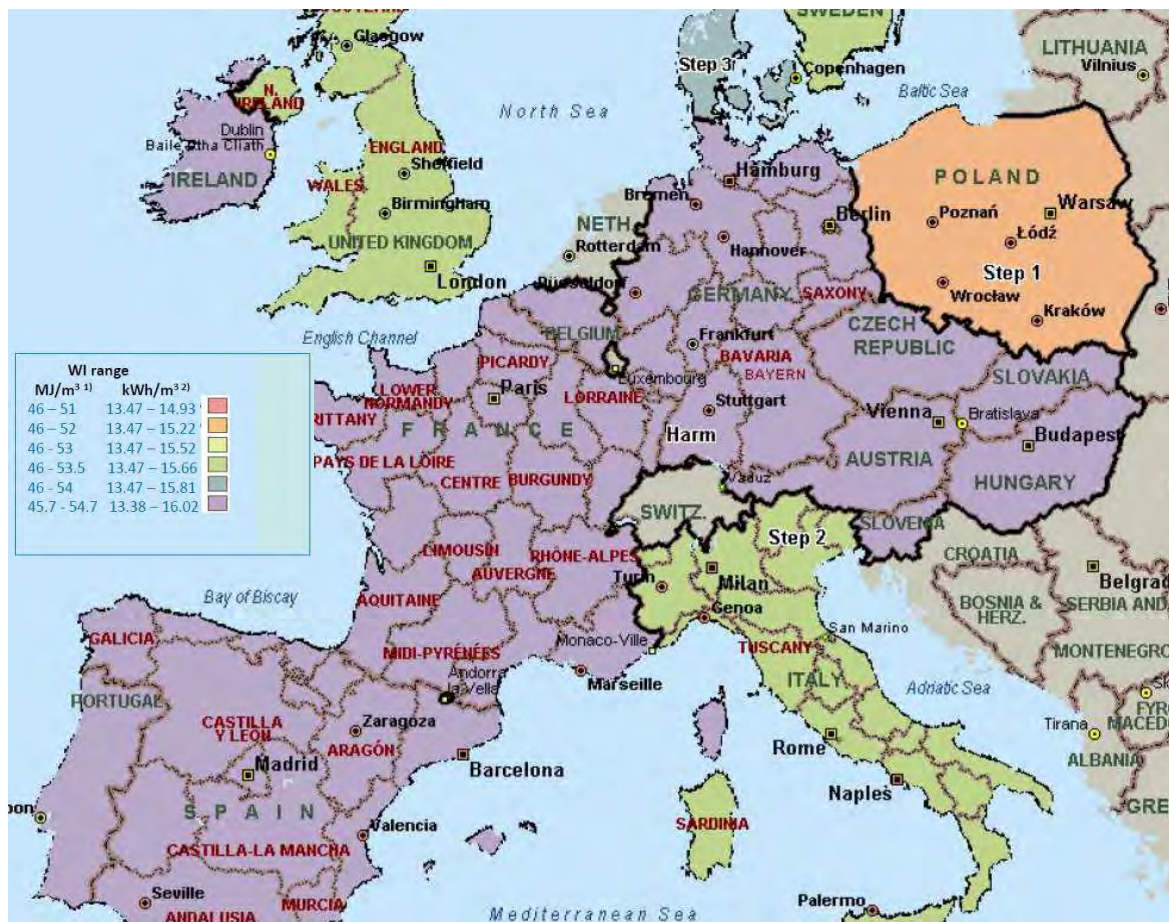


Abbildung 3-6: Zielstellung für die Harmonisierung der Gasbeschaffenheiten in Europa [3.4]

Die Kontroverse besteht vor allem bei der Interpretation der diskutierten Bandbreiten. Im Moment enthalten die genannten Standards (EASEE-Gas) keine Differenzierung zwischen der generell akzeptablen Bandbreite und der lokal zulässigen Bandbreite.

3.2 Lagerstättendiversifizierung

3.2.1 Entwicklung deutschen und europäischen L-Gas-Lagerstätten

Die Gasbeschaffenheiten des in Deutschland geförderten Erdgases – zum Großteil L-Gas – werden sich in den nächsten Jahren und Jahrzehnten erschöpfen. Damit verliert die L-Gas Beschaffenheit für die deutschen Gasnetze an Bedeutung. Der Eigenanteil der Gasförderung am Verbrauch beträgt in Deutschland derzeit ca. 11 % im Jahr 2010 [3.6] und sinkt jährlich um 1-2 %, da Neuerschließung konventioneller Gasfelder geringer als deren Abbau ist. Damit verbunden wird L-Gas ab 2020 - 2025 voraussichtlich nicht mehr vermarktet werden. Die Abbildung 3-7 zeigt für Deutschland das aktuelle Marktgebiet für L und H-Gas.

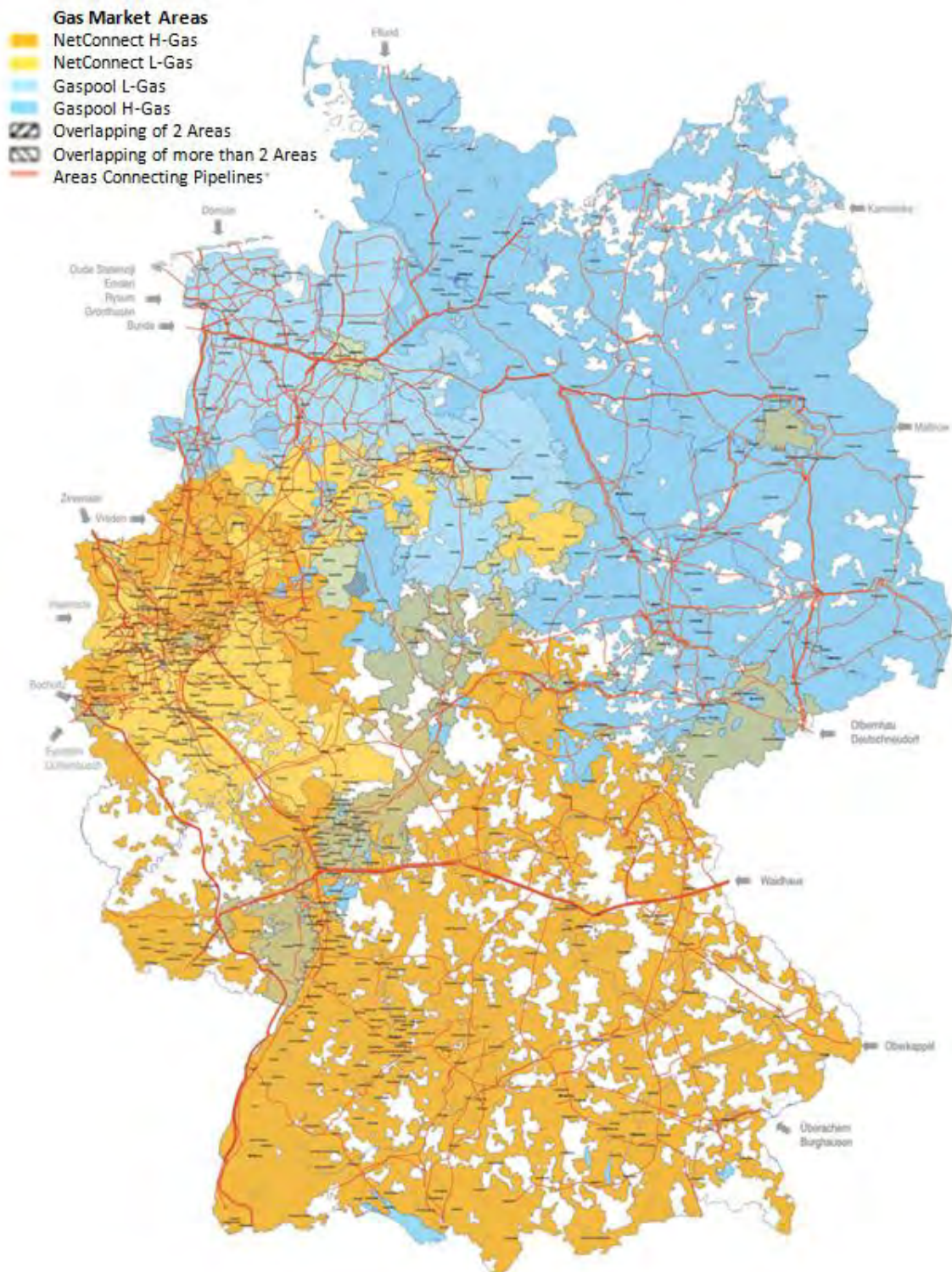


Abbildung 3-7: Verteilung der Netzgebiete von H- und L-Gas in Deutschland [3.7]

Seit ca. 10 Jahren hält die Erkundung neuer Vorkommen „konventionellen“ Erdgases nicht mit der Erschöpfung der im Abbau befindlichen Felder Schritt. Die derzeitige Reichweite der geschätzten sicheren und wahrscheinlichen Erdgasreserven (Rohgas) beträgt 10,5 Jahre (Stand 1. Januar 2013,

[3.8] bei einer Erdgasförderung von 11,7 Mrd. m³/a in Deutschland (Jahresförderung 2012). Die Reichweite beschreibt die Dauer bis zur Erschöpfung der momentan bekannten Reserven bei konstantem Verbrauch des Jahres 2012 und ohne Hinzugewinn neuer Funde. Tatsächlich sinken die Fördermengen jährlich um ca. 5 – 10 %.

Aus der Abbildung 3-8 wird deutlich, wie sich die Erdgasreserven in den zurückliegenden Jahren verringert haben. Wie in der Abbildung aber auch sichtbar, nahmen die bekannten Reserven nicht kontinuierlich ab, sondern wuchsen zeitweise nochmals an. Dies ist jedoch für die Zukunft unwahrscheinlich, da der Aufwand für weitere Exploration konventioneller Gaslagerstätten im Verhältnis zur Ausbeute steigt.

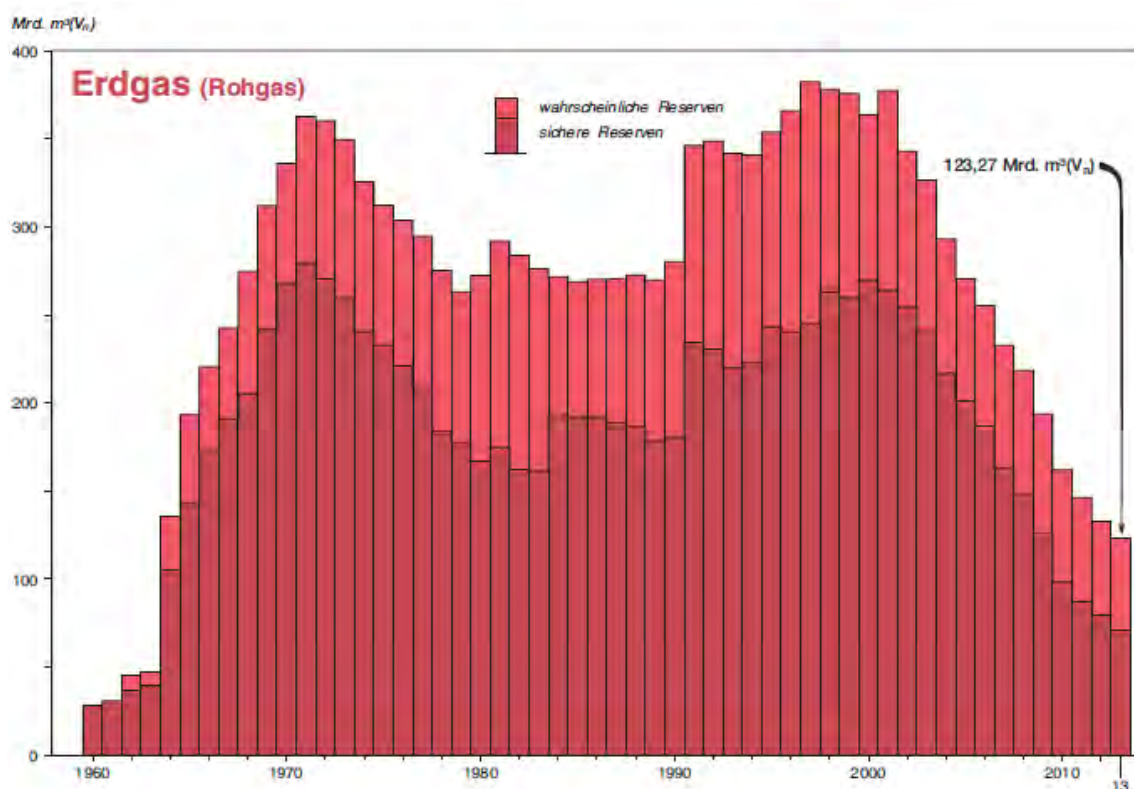


Abbildung 3-8: Entwicklung der sicheren und wahrscheinlichen Erdgasreserven in Deutschland 1960 bis 2012 [3.8]

Auch für die Niederlande ist eine rückläufige Prognose zu verzeichnen, was die Abbildung 3-9 belegt.

Bereits heute reichen die L-Gas-Lieferungen nicht mehr aus, um ganzjährig den Bedarf zu decken. Der Ausgleich muss mittels importiertem und konditioniertem H-Gas erfolgen. Mittel- bis langfristig, d. h. innerhalb der nächsten 10 bis 20 Jahre, ist die Umstellung von L- auf H-Gas geplant. Dies könnte einerseits durch den Import von LNG über die Niederlande (s. Abschnitt 3.3) aber auch durch höhere Lieferungen aus Norwegen und Russland erfolgen.

COVERAGE OF TOTAL DEMAND FOR GAS IN THE NETHERLANDS (DOMESTIC AND EXPORTS)

THE BALANCE BETWEEN INDIGENOUS PRODUCTION AND IMPORTS VERSUS DUTCH MARKET AND EXPORTS

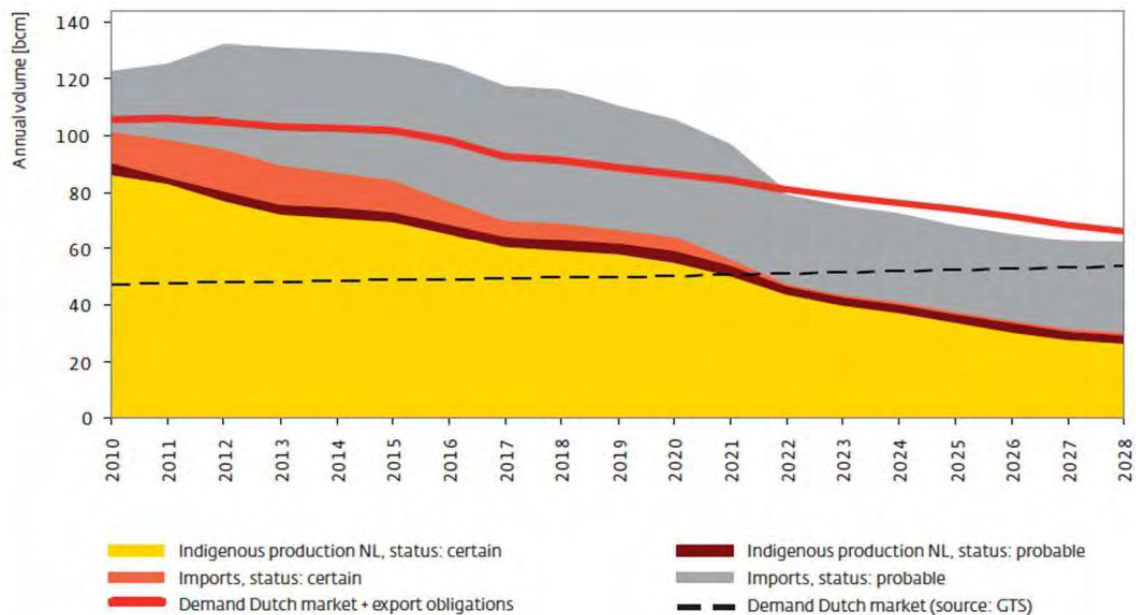


Abbildung 3-9: Förderprognose für Niederlande [3.9]

3.2.2 Entwicklung der H-Gaslagerstätten für die Pipeline-gebundene Versorgung Europas und Deutschlands

Sowohl die norwegischen als auch die russischen Quellen für die Beschaffenheit Erdgas H zeichnen sich durch hohe Reichweiten um 100-200 Jahre aus. Darüber hinaus existieren nach wie vor stabile Explorationsaktivitäten durch welche kontinuierlich neue Ressourcen erschlossen werden. Grundsätzlich verfügen diese Lagerstätten über eine gleichbleibend sehr gute Beschaffenheit, sodass größere Veränderungen aus diesen Quellen nicht zu erwarten sind. Dies belegt auch die Abbildung 3-2 in Abschnitt 3.1.1.

Die Versorgung mit Erdgas wird sich mittelfristig auf Gasbeschafftheiten in der Beschaffenheit Erdgas H beschränken, da nahezu alle Quellen diese Beschaffenheit liefern. Dabei werden der Anteil an Methan steigen und die höheren Kohlenwasserstoffe sukzessive zurückgehen. Hintergrund sind die verbesserten Aufbereitungsverfahren und der international zu beobachtende Zwang, bisher wirtschaftlich nicht nutzbare Gasbestandteile (Gaskondensate) nicht mehr abzufackeln sowie die alternativen Nutzungskonzepte der Begleitgase.

Je nach Forschungseinrichtung und Initiator von Prognosestudien wird der Versorgung mit Erdgas mittelfristig eine deutlich größere Rolle zugewiesen als den anderen fossilen Energieträgern wie Kohle oder Öl. Nicht zuletzt weil Erdgas die geringsten CO₂-Emissionen aller fossilen Energieträger besitzt, über eine hervorragende Infrastruktur verfügt und weil eine Substitution durch regenerative gasförmige Energieträger vergleichsweise einfach möglich ist. Als Beispiel seien hier verschiedene Szenarien aus nationalen und internationalen Studien aufgeführt, die den Erdgasverbrauch für die

Stützjahre 2020 und 2030 prognostizieren (Abbildung 3-10 und Abbildung 3-11). Dabei ist zu bemerken, dass regenerative Gase unter der Rubrik Erneuerbare eingeordnet und in den seltensten Fällen gesondert spezifiziert werden. Allen Studien gemeinsam ist jedoch die Verringerung des Erdgasverbrauches bis auf das Szenario WI-RECCS, welches - bedingt durch den Einsatz moderner CCS-Technologien - einen gleichbleibenden Verbrauch abschätzt.

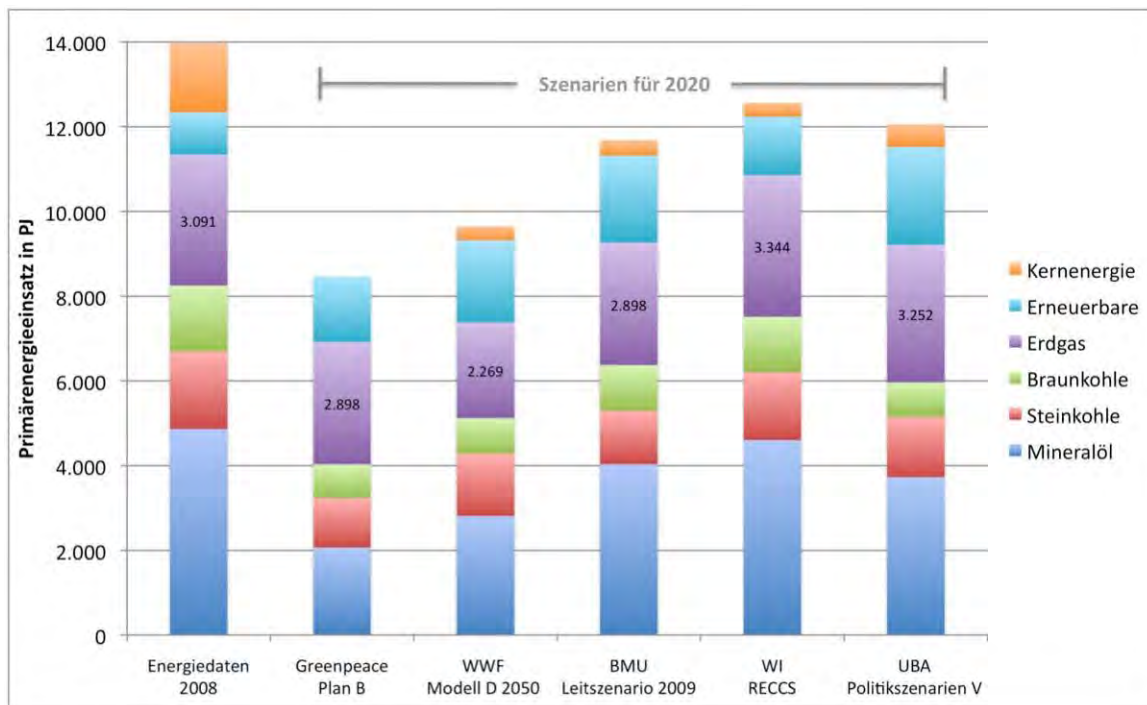


Abbildung 3-10: Vergleich des Primärenergieeinsatzes 2020 verschiedener Klimaschutzszenarien [3.10]

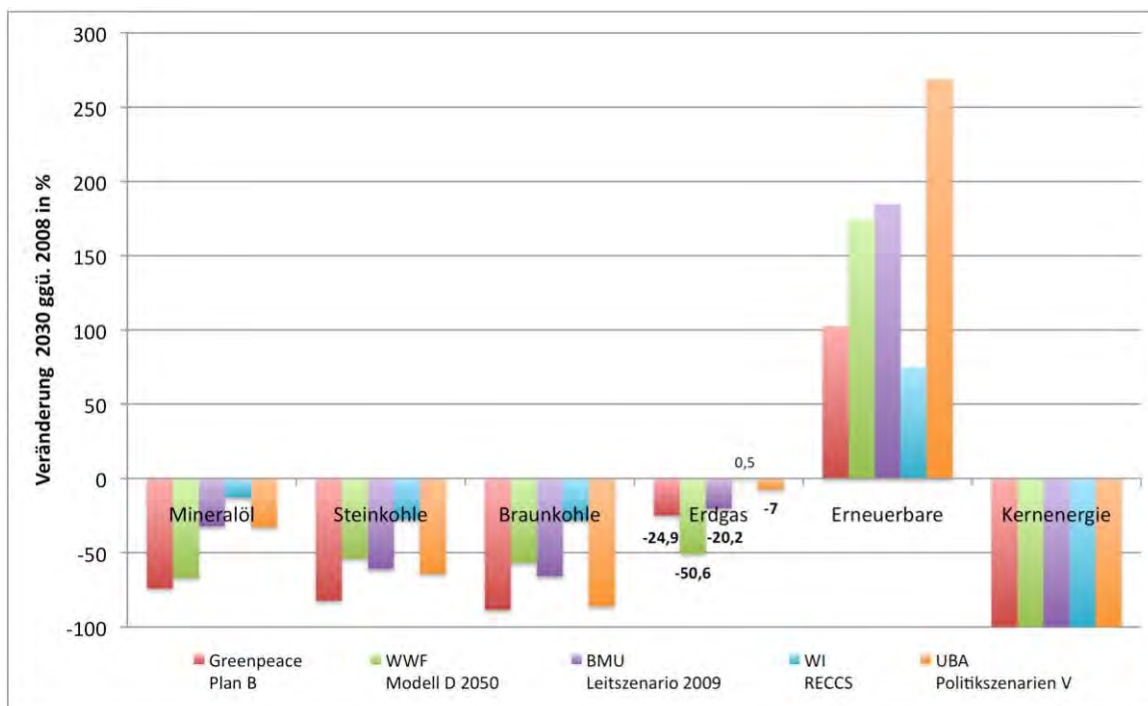


Abbildung 3-11: Vergleich des Primärenergieeinsatzes 2030 verschiedener Klimaschutzszenarien – relativ zu 2008 [3.10]

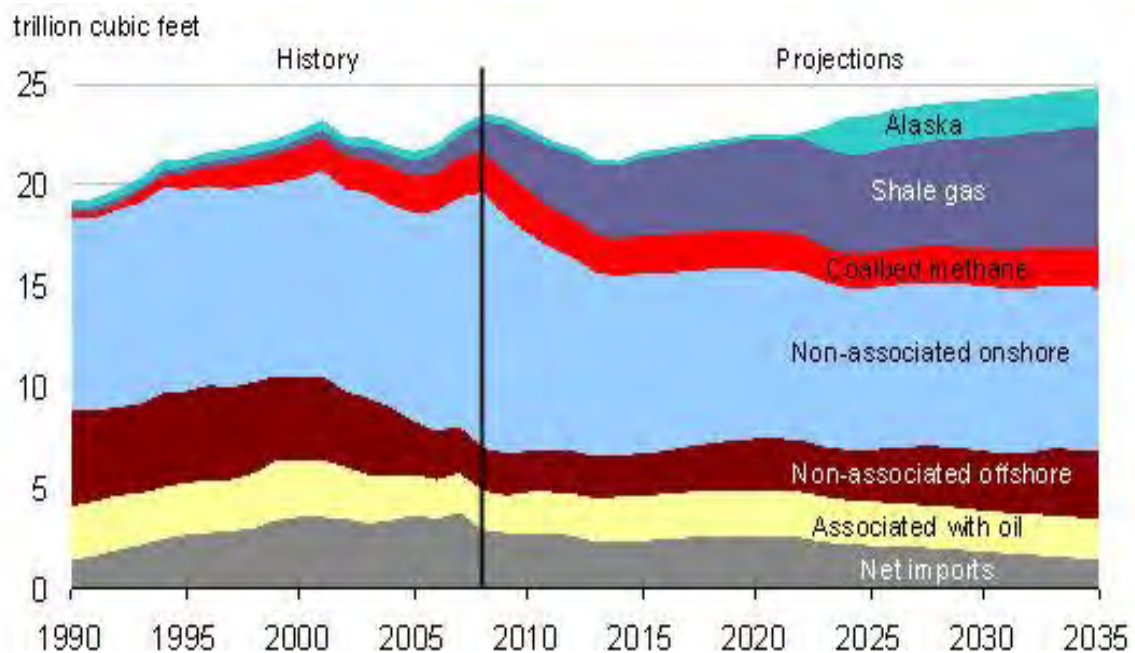
3.2.3 Entwicklung unkonventioneller Gaslagerstätten

Weltweit werden ca. 900 Billionen m³ an unkonventionellen Lagerstätten vermutet. Dies entspricht etwa dem 5-fachen gegenüber konventionellen Erdgasfeldern. Als unkonventionelle Lagerstätten betrachtet man:

- Tigtgas (Reservoir = Sandsteine mit meist sekundär (Zementation) stark reduzierter Permeabilität)
- Shalegas (Reservoir = Tone, Tonsteine: Gas verbleibt praktisch am Ort seiner Entstehung und ist nicht migriert)
- CBM (Kohlebegleitgas)

Zur Kompensation der benannten Förderausfälle bietet sich einerseits das seit Jahren bekannte Kohlenbegleitgas (CBM) an, welches aber bis dato keine größere wirtschaftliche und versorgungstechnische Rolle eingenommen hat. Weiterhin wird auf die Erschließung der Tigtgas-Lagerstätten eine wachsende Rolle zukommen. Speziell der Erkundung und Erschließung von Shalegas wird momentan große Aufmerksamkeit geschenkt. Die möglichen Fördermengen von Tigt- und Shalegas sowie mögliche Gasbeschafftheits lassen sich momentan nur schwer abschätzen und bieten Raum für große Variationen. In Europa findet bisher keine kommerzielle Förderung von Shalegas statt. Erfahrungen in der Anwendung müssen daher aus den USA bezogen werden.

In den USA nehmen Tigt-, Shale- und CBM-Gase aktuell einen Anteil von summiert 10 % am Verbrauch ein (Abbildung 3-12 gibt höheren Wert wieder). Bis zum Jahre 2030 prognostiziert man in den USA für CBM einen konstanten Bestandteil des Gasverbrauchs, der Shalegas-Anteil soll noch um ein Mehrfaches wachsen.



Source: Annual Energy Outlook 2010

Abbildung 3-12: Prognose USA [3.11]

Prognosen zum Verbrauchs-Anteil „unkonventionellen“ Erdgases für Europa sind sehr unsicher, eine Analogie zu Nordamerika ist nicht möglich.

Frack-Verfahren werden für konventionelles Erdgas seit 30 Jahren angewendet, diese Verfahren sind damit keine grundsätzlich neue Technologie. Die wirtschaftlich deutlich günstigere Shalegas-Förderung in den USA ist durch einen anderen rechtlichen Hintergrund und durch die Kombination mit der Erdölförderung gegeben. So liegt das Eigentum der Bergwerksrechte nicht beim Staat, sondern beim Eigentümer des Bodens. Damit existiert ein direkter vertraglicher Zusammenhang zwischen dem ausführenden Förderunternehmen und dem Nutzer des Bodens. Zusätzlich sind die allgemeinen umweltrechtlichen Auflagen für die Ausführung von Bohrungen wesentlich geringer. Des Weiteren spielt generell die Förderdynamik eine wesentliche Rolle. Der Druck einer Bohrung fällt nach wenigen Monaten ab, was eine Dichte von ca. 5 Horizontal-Bohrungen / km² erfordert. Ein wirtschaftlich bestimmender Faktor ist die Tiefe der Gas-Schiefer-Vorkommen, welche beispielsweise in Polen größer ist als in USA.

Für die kommenden Jahre ist in Deutschland die Exploration v.a. durch EXXON Mobile auf Tight- und Shalegas in NRW und Niedersachsen sowie weiteren Unternehmen in anderen Bundesländern geplant. Aus den oben genannten Gründen haben sich bereits auch hier zahlreiche Proteste ergeben. Mittlerweile sind die Aktivitäten zur Ausbeutung von Shalegas-Vorkommen in Polen aus wirtschaftlichen Gründen abgebrochen worden. Die weitere Entwicklung Europäischer Shalegas-Vorkommen ist mit großen Unsicherheiten behaftet.

Die Abbildung 3-13 zeigt den prognostizierten Gasbedarf pro Jahr für Europa. Dieser ergibt sich aus dem Import und der Eigenproduktion „konventionellen“ Erdgases und dem summierten Anteil Tight-, Shalegas und CBM an der Eigenproduktion (rot).

Für Deutschland liegen keine konkreten Prognosen vor. Eine grobe Schätzung für das Jahr 2030 ergibt einen Jahres-Erdgasbedarf von ca. 100 Mrd. m³. An „unkonventionellem“ Erdgas könnten dabei bereitgestellt werden:

- Tightgas: ca. 5 Mrd. m³
- Shalegas: ca. 2 Mrd. m³
- CBM: ca. 1 Mrd. m³

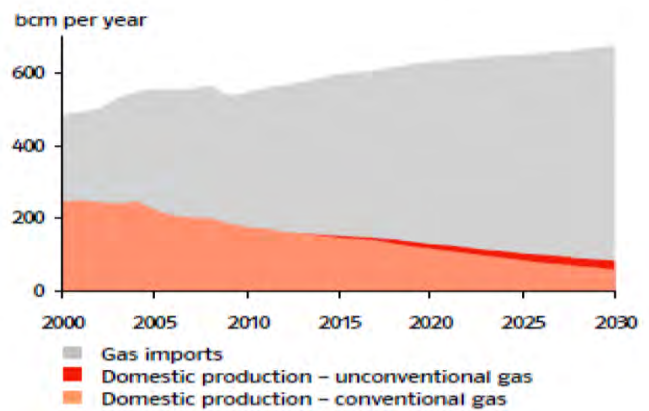


Abbildung 3-13: Prognose Europa [8.5]

3.2.4 Gasbeschaffenheit von Shalegas-Vorkommen

Die Gasbeschaffenheiten von Shalegas-Vorkommen lassen sich, wie eingangs dieses Kapitels bereits erwähnt, nur schwer abschätzen. Für den europäischen Raum existieren wenig gesicherte Informationen. Angaben zu eventuell zu erwartenden Gasbeschaffenheiten beziehen sich hier wieder auf Erfahrungen aus den USA. Die beiden nachstehenden Abbildungen Abbildung 3-14 und Abbildung 3-15 zeigen beispielhaft die Gasbeschaffenheiten für CBM und Shalegas.

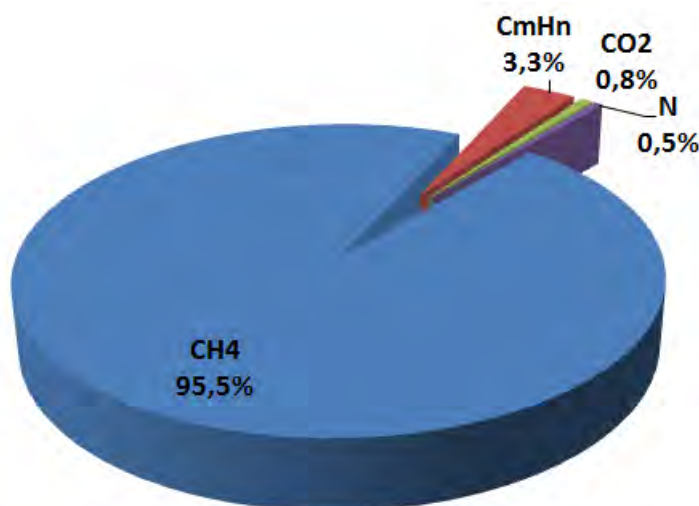


Abbildung 3-14: Gasbeschaffenheit – CBM; Mittelwert mehrerer Lagerstätten (Virginia, Pennsylvania)

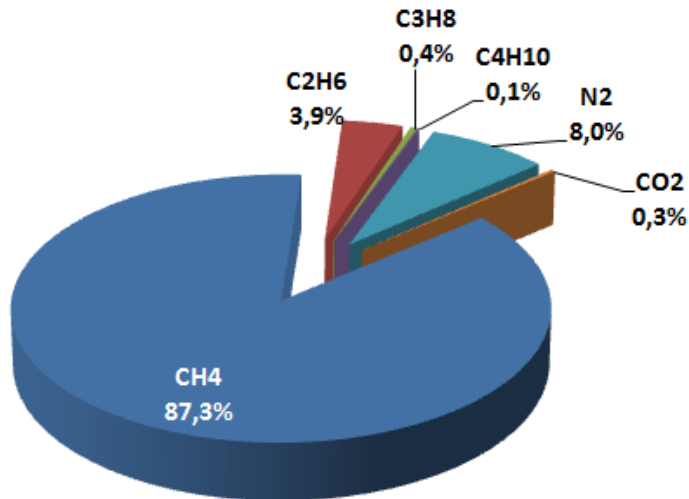


Abbildung 3-15: Gasbeschaffenheit – Shalegas; Bsp. New Albany Shale

Aus den beiden Abbildungen ist deutlich zu erkennen, dass die Beschaffenheiten „unkonventioneller“ Lagerstätten vergleichbar zur Beschaffenheit konventioneller H-Gas-Lagerstätten sind. Beide Beschaffenheiten (CBM, Shalegas) erfüllen die Anforderungen des DVGW-Arbeitsblattes G 260 (s.a. Abbildung 3-25).

Grundsätzlich ist allerdings zu beachten, dass der Anteil CO₂ in Ausnahmefällen bis 10 %, H₂S gelegentlich bis 0,1 % betragen kann. In diesen Fällen ist dann eine gesonderte Aufbereitung nötig.

3.3 Flüssigerdgas – LNG

3.3.1 Schwankungsbreiten von Flüssiggas und Liefersituation in Europa

Eine alternative Möglichkeit des Erdgastransportes bietet der LNG (Liquefied Natural Gas)-Transport über Schiffe. Für den Schiffftransport muss das Erdgas auf -164 °C abgekühlt werden, damit es flüssig wird. Durch die Verflüssigung verringert sich das Volumen bezogen auf den Normzustand um den Faktor 1/600. Dadurch hat LNG gegenüber Erdgas bessere Transporteigenschaften. Im Jahr 2004 wurden 142,4 Millionen Tonnen flüssiges Erdgas von 73 Verflüssigungsanlagen in 12 Ländern produziert und mittels einer Flotte von 174 LNG-Tankschiffen zu 47 Anlandeterminals in Belgien, der Dominikanischen Republik, Frankreich, Griechenland, Indien, Italien, Japan, Portugal, Spanien, Südkorea, Taiwan, Türkei und den USA transportiert. Das entspricht etwa einem Drittel des internationalen Erdgastransportes [3.12].

In Abbildung 3-16 sind die Transportwege, -mengen und Zielhäfen in Europa dargestellt. Je nach verfügbarer Quelle treten leichte Schwankungen in den einzelnen Bestandteilen des LNG auf. Diese sind in Abbildung 3-17 grafisch und in Tabelle 3-4 quantitativ dargestellt. Sie können aber in Einzelfällen auch außerhalb des dargestellten Bereichs liegen.

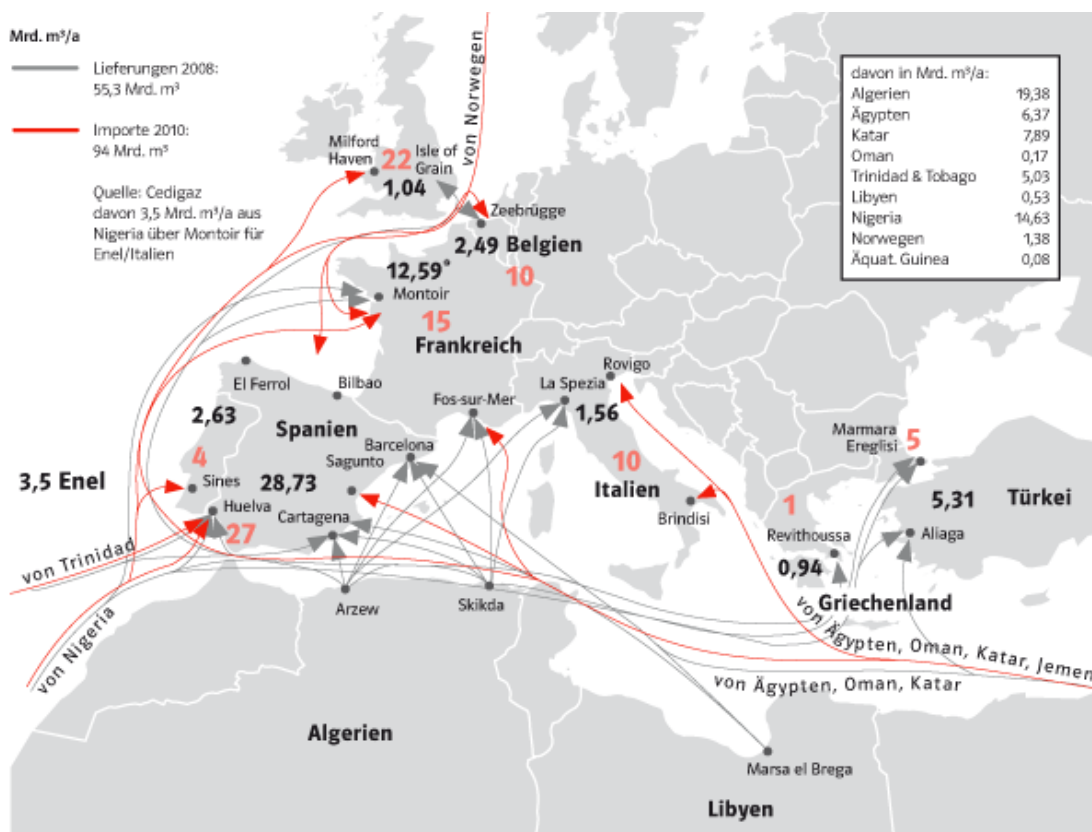


Abbildung 3-16: Transportwege und Zielhäfen für LNG in Europa [3.13]

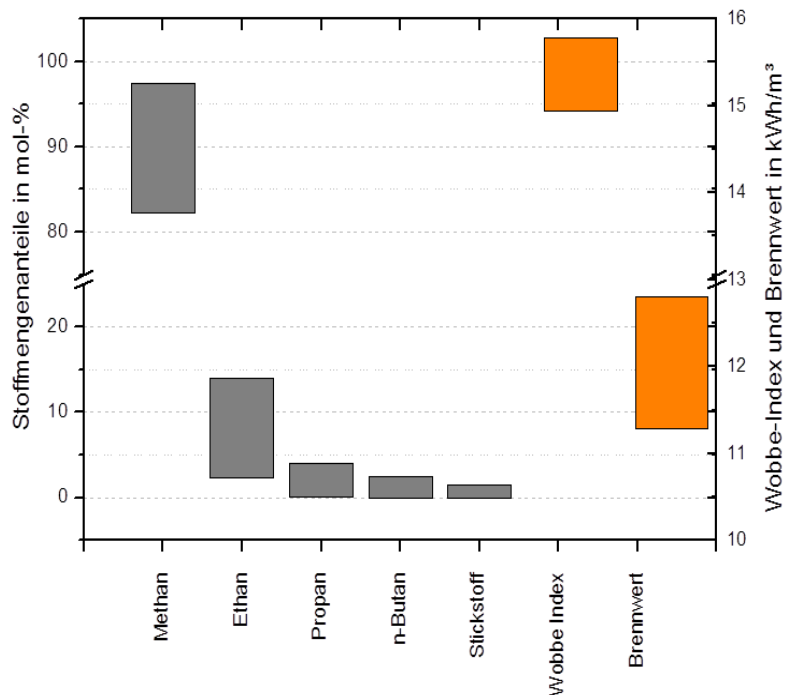


Abbildung 3-17: Schwankungsbreiten der LNG-Bestandteile, des Wobbe-Index und des Brennwertes (Probenquerschnitt)

Tabelle 3-4: Quantitative Schwankungsbreiten der LNG-Bestandteile

Komponente	Konzentration / Kennzahl	
	Min.	Max.
Methan	82,30 Vol.-%	97,49 Vol.-%
Ethan	2,32 Vol.-%	14,00 Vol.-%
Propan	0,10 Vol.-%	4,00 Vol.-%
n-Butan	0,00 Vol.-%	2,50 Vol.-%
Stickstoff	0,00 Vol.-%	1,52 Vol.-%
Wobbe-Index	14,94 kWh/m ³	15,78 kWh/m ³
Brennwert	11,29 kWh/m ³	12,80 kWh/m ³
Relative Dichte	0,57	0,66

3.3.2 Szenarien für die Zumischung von LNG bis 2050

Prognosen für die Zumischung von LNG ins Erdgasnetz sind aus heutiger Sicht sehr schwer aufzustellen. Die ökonomischen Rahmenbedingungen auf dem Weltmarkt ändern sich in relativ kurzen Zeitabständen. Eine wesentliche Besonderheit ist die Förderung von unkonventionellen Gasen in den USA. Mit dem Boom der Erdgasförderung in den USA wurden große Mengen von verfügbarem LNG auf dem Weltmarkt frei. Diese Situation wird sich in der näheren Zukunft weiter verschärfen. In Europa ist eine äquivalente Entwicklung in der Produktion unkonventioneller Gase kurzfristig nicht zu erwarten.

Nachfolgend sollen trotzdem bekannte Szenarien vorgestellt werden. In Abbildung 3-18 ist ein Vergleich der Szenarien für die LNG-Nachfrage auf dem Weltmarkt von 2005 der Prognose von 2010 gegenübergestellt.

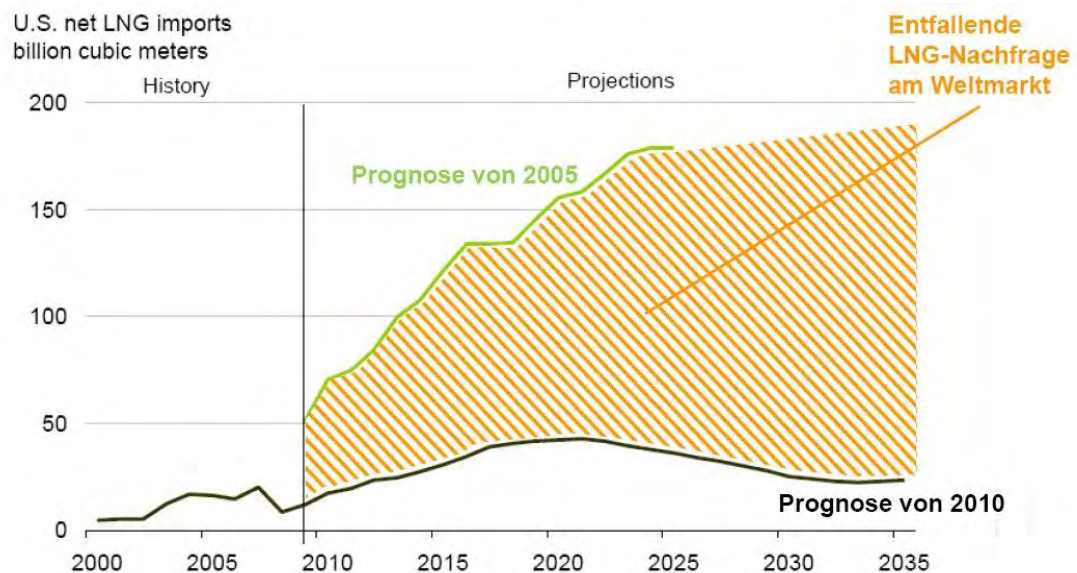


Abbildung 3-18: Vergleich der Prognosen 2005 und 2010 für die Weltmarkt-LNG-Nachfrage [3.14]

Einspeisung ins Erdgasnetz und Nutzung:

- Deutschland verfügt über keine eigenen LNG-Terminals. Derzeit sind keine aktiven Projekte zur Errichtung eines LNG-Terminals bekannt. LNG gelangt hauptsächlich über die Häfen Zeebrügge und Rotterdam in das norddeutsche Gasnetz.
- Aufgrund seiner Zusammensetzung liegt die Beschaffenheit von typischem LNG an der oberen Grenze des zulässigen Wobbe-Index-Bereiches im DVGW-Arbeitsblatt G 260. Es unterscheidet sich deshalb von den typischen Erdgasen aus Norwegen und Russland.
- LNG wird zunehmend als Kraftstoff für den Gütertransport erkannt. Insbesondere eine Nutzung für die Schifffahrt erscheint auch aus Umweltschutzgesichtspunkten interessant.

Umfang:

- Eine Prognose zum Einfluss von zunehmenden LNG-Mengen für den deutschen Gasmarkt ist derzeit nur schwer möglich. Kurz- bis mittelfristig könnte LNG über die Seehäfen der BeNeLux-Staaten importiert werden.

- Zusätzliche Kapazitäten werden an der französischen Westküste geschaffen und sollen bis 2020 den Betrieb aufnehmen.

3.4 Biogaseinspeisung

3.4.1 Erwartete Schwankungsbreite von aufbereitetem und konditioniertem Biomethan

Nach gegenwärtiger Praxis wird Biogas in aufbereiteter Form konditioniert in das Erdgasnetz eingespeist. Dies geschieht durch die Zumischung von LPG, was sowohl teurer ist als auch eine Verschlechterung des CO₂-Footprints zur Folge hat. Es gibt daher Bemühungen, durch den Einsatz von Informations- und Kommunikationstechnologie eine ortsnetzgenaue Brennwertzuordnung zu bekommen und dadurch nicht mehr gezwungen zu sein, das Gas zu konditionieren. Dabei greift das DVGW Arbeitsblatt G 685. In diesem wird für eine Mehrseiteneinspeisung und innerhalb eines Abrechnungszeitraumes die Einhaltung eines Brennwertbandes von $\pm 2\%$ zum im jeweiligen Netzgebiet verteilten Erdgas gefordert. In einigen Ausnahmefällen - wenn die Biogaseinspeisung den Hauptanteil der Versorgung darstellt bzw. eine Brennwertverfolgung möglich ist - werden Brennwertbezirke gebildet, die von den Zielbrennwerten abweichen können. In Tabelle 3-5 sind die Zielbrennwerte für verschiedene Erdgase H dargestellt.

Tabelle 3-5: Zielbrennwerte verschiedener Erdgase H [3.15]

Gas (Probenahme 2010)	Brennwert in kWh/m ³	Wobbeindex in kWh/m ³
Waidhaus/ Russland	11,226	14,775
RWE Süd	11,337	14,234
Verbund E.ON	11,404	14,433
Nordsee/ Dornum	11,492	14,531
Hünxe	11,551	14,591
Philips Emden	12,028	15,013
Dong Gas Dänemark	12,076	15,258

Als Beispiel sind in Abbildung 3-19 - für den Zielwertbereich nach Tabelle 3-5 - konditionierte Biomethangemische berechnet worden. Ausgehend von typischen Methangehalten nach der Biogasaufbereitung von 97 Vol.-%, 98 % bzw. 99,5 Vol.-% wurde die notwendige LPG-Zumischung bestimmt und für das Gemisch Wobbe-Index, CO₂-Gehalt und LPG-Anteil dargestellt. Der Wobbe-Index ist der Wobbe-Index des auf den Zielbrennwert konditionierten Biomethangemisches mit einem Ausgangsmethangehalt von 97 Vol.-% bzw. 98 und 99,5 Vol.-%. Es wird davon ausgegangen, dass nach der Biogasaufbereitung lediglich Methan und CO₂ enthalten sind. Ergänzend dazu sind die Werte tabellarisch in Anhang IX-3 aufgeführt.

Beispiel:

Um einen Zielbrennwert von 11,5 kWh/m³ (z. B. Nordsee/Dornum) mit einem aus einem aufbereiteten Biomethan mit 97 % Methananteil zu erreichen, ist die Zumischung von knapp 4,5 % LPG notwendig. Das Gemisch hat nach der Konditionierung einen CO₂-Anteil von ca. 2,4 % und einen Wobbe-Index von ca. 14,5 kWh/m³.

Das Diagramm zeigt auch, dass eine Zumischung von LPG nur für die unteren Zielbrennwerte unkritisch ist. Für höhere Zielbrennwerte können nur sehr hoch aufbereitete Biogase mit einem Methananteil von 99,5 % eingesetzt werden.

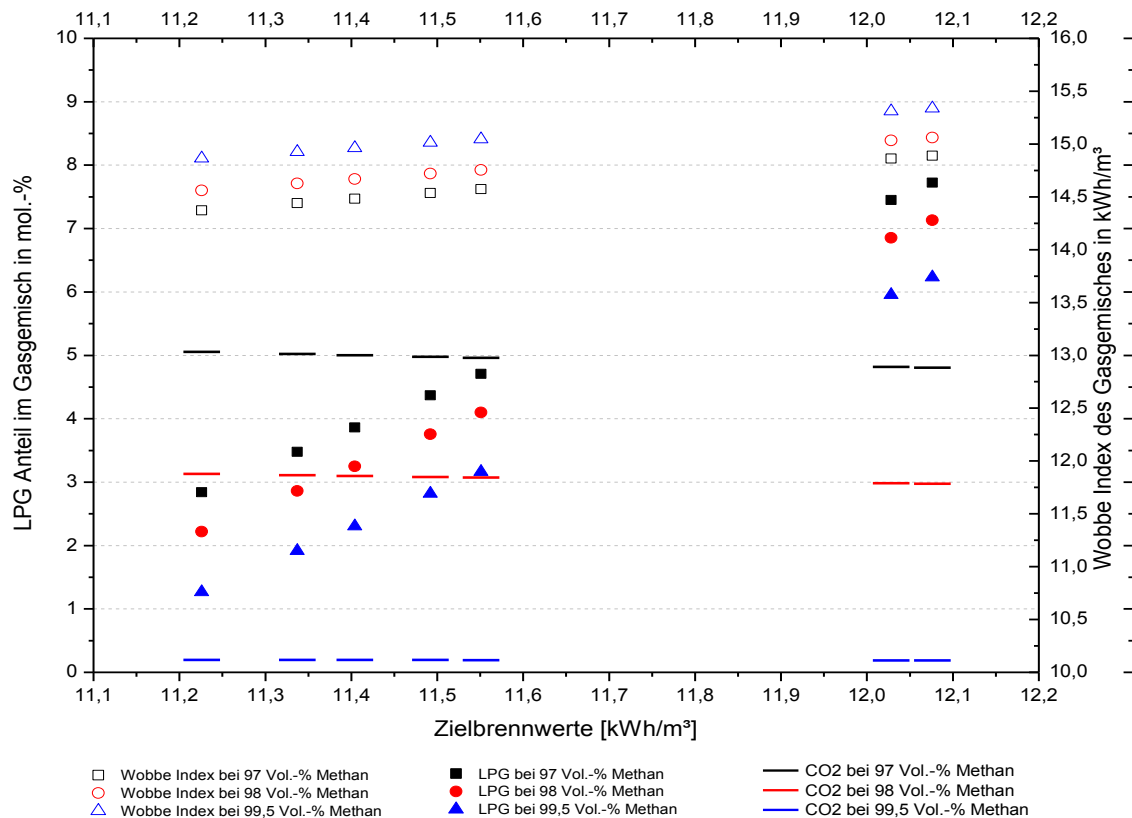


Abbildung 3-19: LPG-Zumischung für verschieden aufbereitete Biogase und Zielbrennwerte inkl. der Gasgemisch-Kennwerte Wobbe-Index und CO₂-Anteil

Für die Gruppe der Erdgase L zeigt Tabelle 3-6 verschiedene Gasbeschaffenheiten für aufbereitete Biogase mit Luftzugabe.

Es wird nach verschiedenen Aufbereitungsstufen bzw. dem Methangehalt im aufbereiteten Biogas unterschieden. Bis 93 % Methangehalt muss keine Luft beigemischt werden, da der Wobbe-Index unter dem geforderten Grenzwert von 13,0 kWh/m³ nach DVGW Arbeitsblatt G 260 liegt. Allerdings ist bei einem Biogas, das nur bis zu einem Methangehalt von < 94 % aufbereitet wurde, die CO₂-Konzentration größer als 6 % und ist damit nicht mehr regelkonform zur Gasnetzanschlussverordnung und der dort genannten Fassung des DVGW Arbeitsblattes G 262.

Ab einer Methankonzentration von etwa 94 Vol.-% Methan wird eine Anpassung des Wobbe-Index über eine Luft-Zugabe realisiert. Tabelle 3-6 zeigt die minimal benötigten Luftmengen und die daraus resultierenden Kennwerte der Gasbeschaffenheit.

Tabelle 3-6: Schwankungsbreite der Biogase für Erdgas L

Ausgangs- methan	Luft zum Biogas	Methan im Gemisch	CO₂ im Gemisch	O₂-Gehalt im Gemisch	N₂-Gehalt im Gemisch	Brenn- wert	Wobbe
Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	kWh/m ³	kWh/m ³
90,00	0,00	90,00	9,60	0,10	0,30	9,96	12,33
91,00	0,00	91,00	8,60	0,10	0,30	10,07	12,57
92,00	0,00	92,00	7,60	0,10	0,30	10,18	12,80
93,00	0,33	92,69	6,58	0,17	0,56	10,26	12,99
94,00	1,77	92,37	5,50	0,46	1,67	10,22	12,99
95,00	3,21	92,04	4,46	0,75	2,75	10,18	12,99
96,00	4,65	91,73	3,44	1,03	3,80	10,15	12,99
97,00	6,09	91,73	2,45	1,30	4,82	10,12	12,99
98,00	7,54	91,13	1,49	1,56	5,82	10,08	12,99
99,00	8,98	90,84	0,55	1,82	6,79	10,05	12,99

3.4.2 Eine Prognose zur Entwicklung der Biogaseinspeisung

Für die Biogaseinspeisung ist ein steigender Trend vorhersehbar. In den Abbildung 3-20 und Abbildung 3-21 sind die aktuellen Entwicklungen sowohl zur Biogaseinspeisung als auch zur Biogasproduktion dargestellt. Während die Anlagen mit Vorort-Verstromung bereits in großem Umfang arbeiten, liegt die Zahl der Einspeiseanlagen deutlich zurück. Die Bundesregierung hat in der GasNZV die Einspeisemengen für Biogas als Ziel festgeschrieben mit 6 Milliarden m³/a bis zum Jahr 2020 und 10 Milliarden m³/a bis zum Jahr 2030. Aus einer Fortschreibung des derzeitigen Trends lässt sich die Erfüllung des Ziels nicht ableiten. Unabhängig davon ist jedoch zu erwarten, dass es eine Verschiebung von der reinen Vorort-Verstromung hin zur Gasaufbereitung mit Einspeisung in das Gasnetz gibt. Das bringt wirtschaftliche und energetische Vorteile, da sich der Hauptenergiebedarf (Ballungsgebiete, Städte) in größeren Abständen zur Erzeugeranlage (ländliche Gebiete) befindet. Parallel zu dem vorliegenden DVGW-Projekt wurde die nachhaltige Entwicklung der Biogasproduktion und -einspeisung ebenfalls im Rahmen eines DVGW-Projektes untersucht (Förderkennzeichen DVGW GW 2/01/10 „Potenzialstudie zur nachhaltigen Erzeugung und Einspeisung gasförmiger, regenerativer Energieträger in Deutschland (Biogasatlas)“. Die Ergebnisse der Studie lagen zum Zeitpunkt der Berichtserstellung noch nicht vor.

Zusammenfassend können zum Thema Biogasmethaneinspeisung folgende Aussagen gemacht werden:

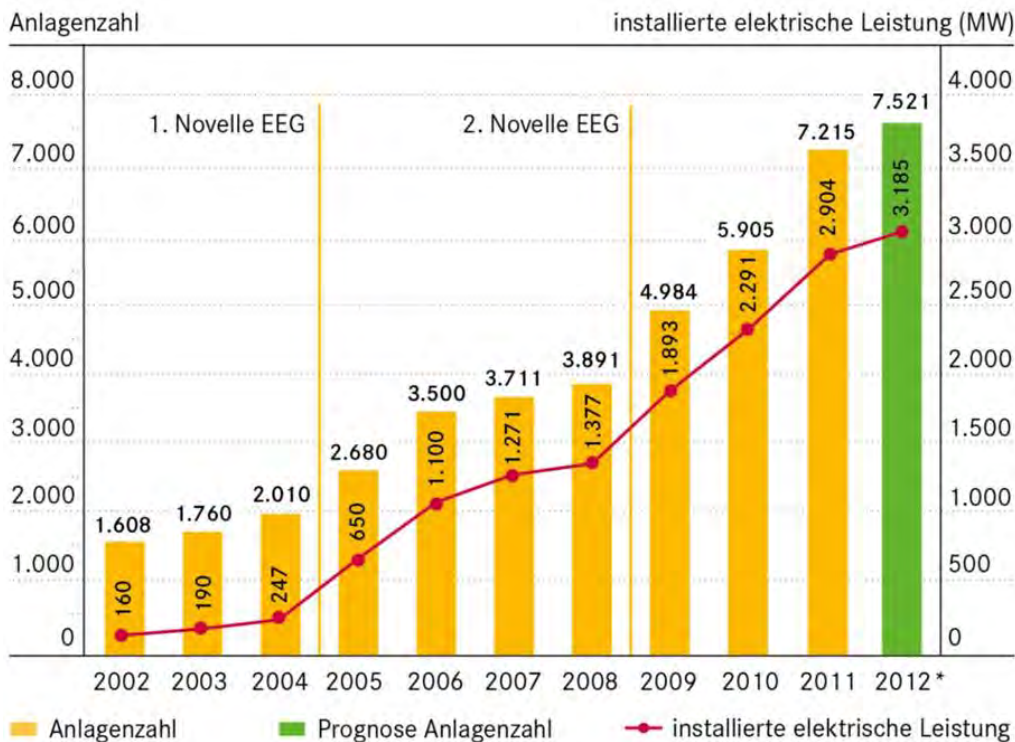
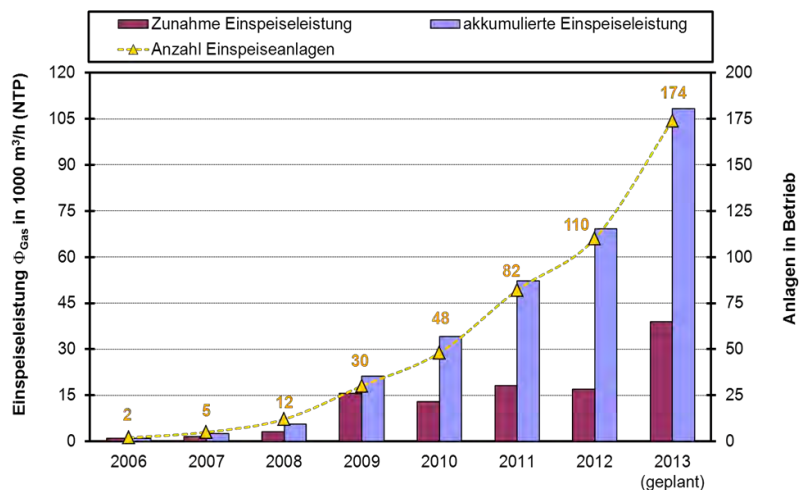


Abbildung 3-20: Die Entwicklung der Biogasproduktion zur Vorort-Verstromung in Deutschland [3.16]



Stand 31.03.2013:
118 Biogaseinspeiseanlagen
in Betrieb
71.200 Nm³/h Biomethan

Abbildung 3-21: projektierte Biogaseinspeiseanlagen und Einspeisekapazität [3.16]

Einspeisung ins Erdgasnetz und Nutzung:

- Die Anwendung und der Transport von Biomethan in den oben dargestellten Beschaffenheiten und unter Berücksichtigung der Konditionierung können ohne Anpassungen an den Endgeräten und dem vorhandenen Erdgasnetz erfolgen. Die Biomethaneinspeisung wird in vielen Netzgebieten praktiziert und im Wesentlichen anerkannt. Die erwarteten Schwankungsbreiten ordnen sich in den Rahmen der üblichen Schwankungsbreiten des Erdgases ein. Die eingesetzten Technologien sind marktfähig.

- Wird Biomethan unkonditioniert in ein Netzgebiet eingespeist, kommt es zur Verringerung von Wobbe-Index und Brennwert. Dennoch bleibt das Gas innerhalb der Spezifikation des DVGW Arbeitsblattes G 260.

Ausgangsstoffe:

- In Deutschland überwiegen Energiepflanzen als Ausgangsstoffe für die Fermentation. In geringeren Mengen werden industrielle organische Abfälle oder Abfälle aus der Lebensmittelindustrie eingesetzt.

Umfang:

- In den kommenden Jahren sind Zuwächse in der Produktion von Biomethan zu erwarten.
- Deutschland ist der größte Biogas- und Biomethanproduzent in Europa. Für Deutschland wird die mit der GasNZV erwartete Entwicklung unter den gegenwärtig existierenden Rahmenbedingungen nicht eintreten. Mittelfristig (2020 – 2030) werden etwa 2 – 4 Mrd.m³ eingespeistes Biomethan erwartet. Lokal bedeutet dies durchaus, dass in angeschlossenen Netzgebieten bis zu 100 % Biomethan enthalten sein können. Das ist bereits jetzt Realität.
- Die Situation in europäischen Nachbarländern, insbesondere Niederlande, Schweiz und Schweden, verläuft deutlich langsamer. Bedingt durch die unterschiedlichen Förderbedingungen für erneuerbare Energieträger liegt der Schwerpunkt der Biogasproduktion in der Verarbeitung von Abfällen und Reststoffen. Dennoch wird auch in diesen Ländern ein deutlicher Anstieg erwartet.

3.5 Wasserstoff aus Power-to-Gas

Derzeit wird die Bereitstellung von Wasserstoff aus überschüssigem Wind- und PV-Strom diskutiert (vgl. Pkt. 3.5). Dabei wird die Wasserstoffproduktion über verschiedene Elektrolisetechnologien ermöglicht. Die Abbildung 3-22 zeigt Verfahrensstufen der Wasserstofferzeugung und der Methanisierung aus Strom von regenerativen Energiequellen.

Technologische und ökonomische Aspekte wurden innerhalb des DVGW-Projektes „Entwicklung von modularen Konzepten zur Erzeugung, Speicherung und Einspeisung von Wasserstoff und Methan ins Erdgasnetz (Energiespeicherkonzepte)“ FKZ G1/07/10 ausführlich untersucht [3.17]. In diesem Bericht soll deshalb nicht weiter darauf eingegangen werden. Der volkswirtschaftliche Nutzen von Power-to-Gas im Zuge der Energiewende ist wesentlich. Das DVGW-Projekt Systemanalyse II [3.18] hat gezeigt, dass die sinnvolle Kombination von erneuerbarem Gasanteil (Wasserstoff und Biomethan) und modernen Gastechnologien die Kosten für die CO₂-Einsparungen im Gebäudebereich um den Faktor 4 im Vergleich zum derzeitigen Energiekonzept der Bundesregierung verringern könnte. Auch zeigte sich, dass Power-to-Gas die Energiewende bezahlbar macht.

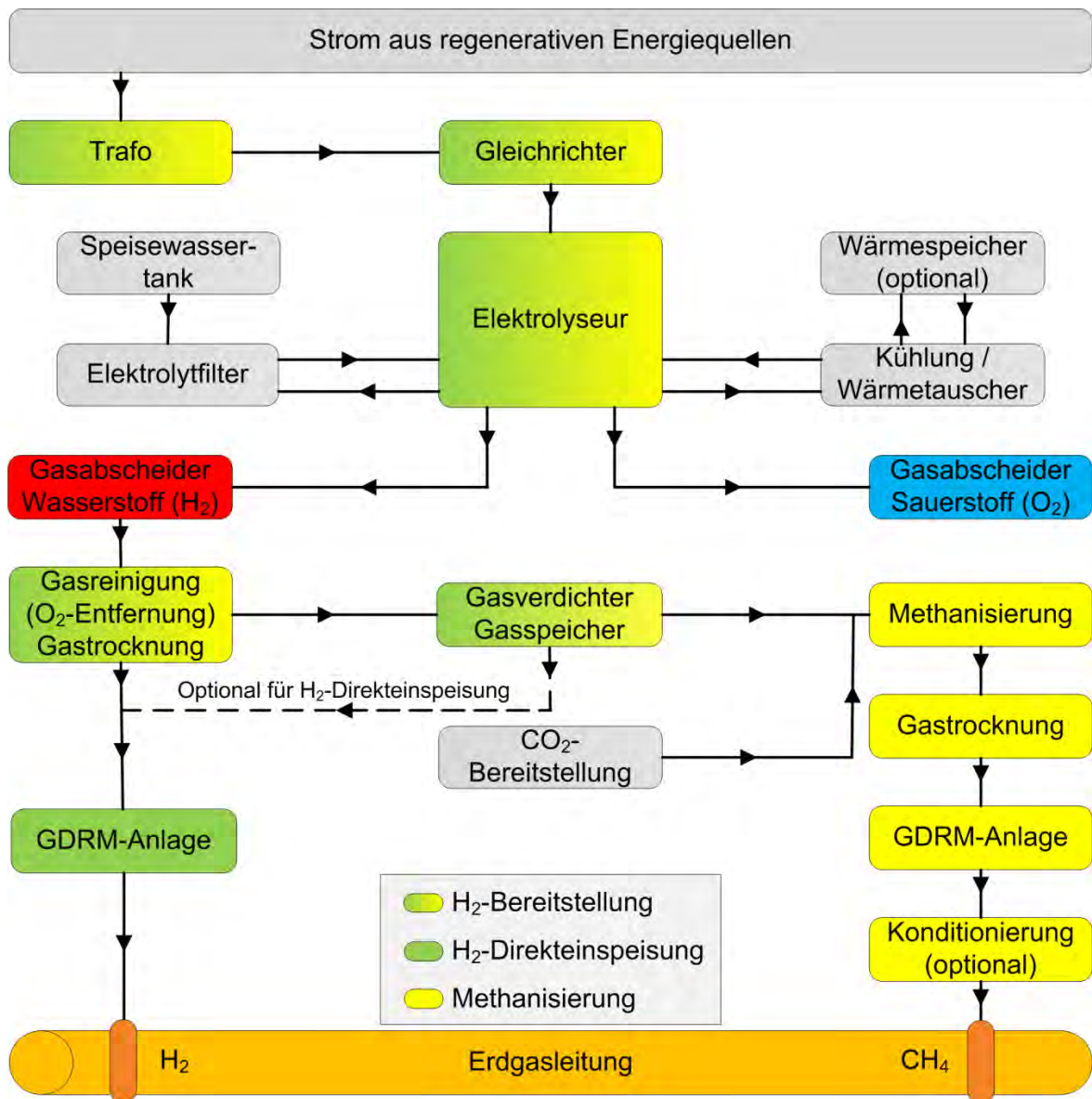


Abbildung 3-22: Verfahrensstufen der Wasserstoffherzeugung und der Methanisierung aus Strom von regenerativen Energiequellen zur Einspeisung in das Erdgasnetz. Quelle: DBI GUT

Die Konvergenz von Strom- und Gasnetz durch Power-to-Gas wird in Abbildung 3-23 dargestellt.

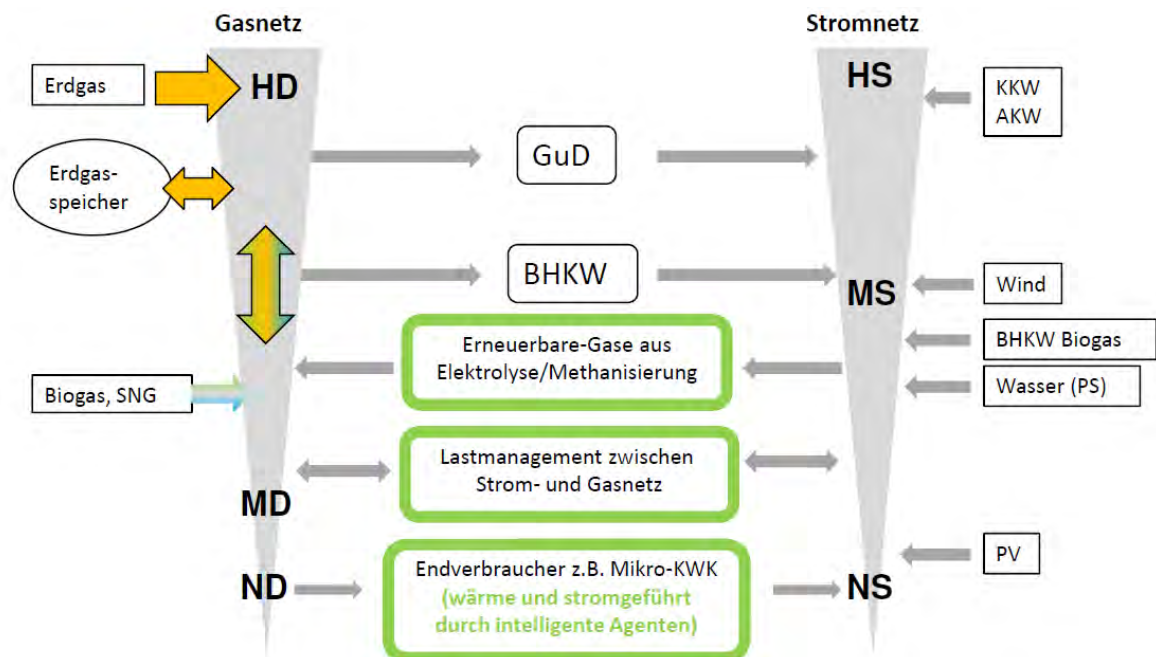


Abbildung 3-23: Konvergenz von Strom- und Gasnetz durch Power-to-Gas-Anwendungen. Quelle: DBI GUT

3.5.1 Einfluss von Wasserstoff auf die brenntechnischen Kenndaten von Erdgas

Wasserstoff wird in allen betrachteten Untersuchungen als reines Gas zugemischt. In allen bisher bekannten Pilotprojekten wird es mit einer Reinheit von 99,9 Vol.-% oder höher eingespeist. Zukünftig, wenn größere Anlagen oberhalb von 10 MW installiert und betrieben werden, sind ggf. auch geringere Reinheiten ökonomisch sinnvoll. Mögliche Gasbegleitstoffe können Sauerstoff, Stickstoff und Wasserdampf sein. Für alle folgenden Betrachtungen wird von reinem Wasserstoff ausgegangen.

Die Abbildung 3-24 zeigt die mögliche Beeinflussung der brenntechnischen Kenndaten durch die Zumischung von Wasserstoff, Stickstoff bzw. Propan. Eine Wasserstoffzumischung beispielsweise verringert den Brennwert und den Wobbe-Index. Ausgehend von russischem Erdgas H als Grundgas, würde dies schon bei kleineren Zumischungen (ca. 4 Vol.-%) zum Verlassen des Erdgas-H-Kennfeldes nach DVGW Arbeitsblatt G 260 [3.1] führen.

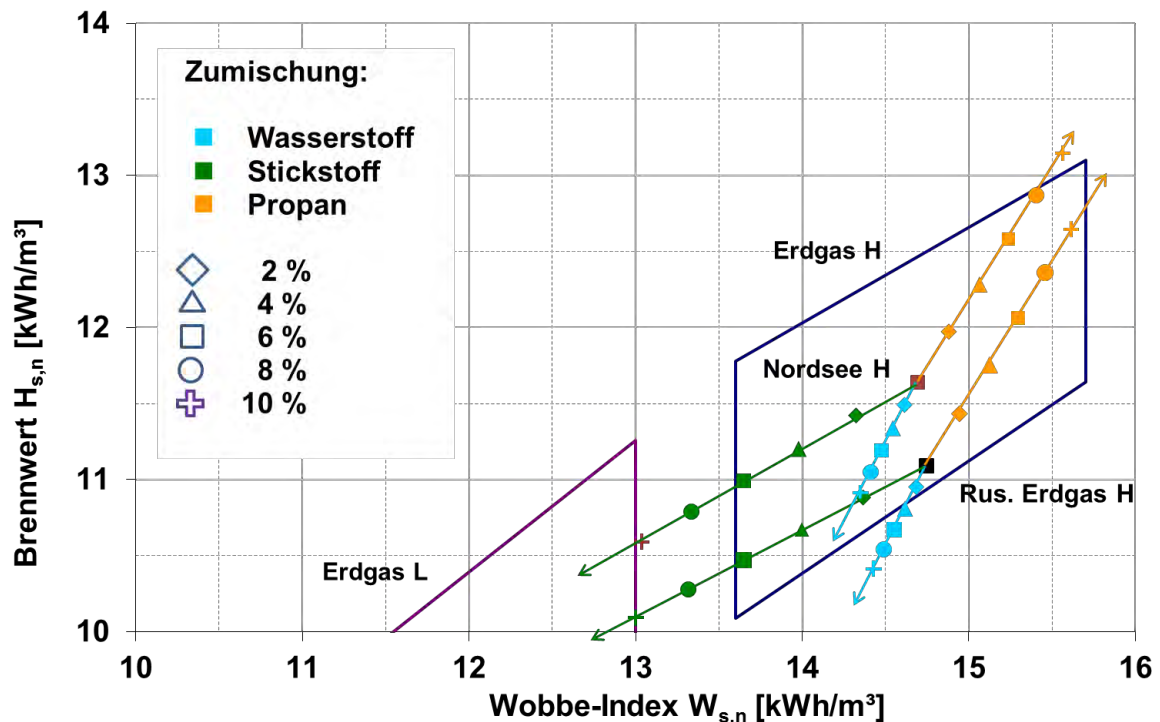


Abbildung 3-24: Einfluss der Zumischung von Wasserstoff, Stickstoff und Propan auf Brennwert und Wobbe-Index verschiedener Grundgase (Nordsee H, Russ. Erdgas H)

Die Vorgaben des aktuellen DVGW Arbeitsblattes G 262 [3.2] besagen hinsichtlich Wasserstoff im Erdgasnetz: „Untersuchungen haben gezeigt, dass ein Wasserstoffgehalt in einstelligem Prozentbereich im Erdgas in vielen Fällen unkritisch ist, wenn die brenntechnischen Kennwerte gemäß G 260 eingehalten werden. Allerdings sind derzeit noch vorhandene Restriktionen zu beachten“. Die Restriktionen werden im Einzelnen benannt. Aufgrund des geringeren Energiegehaltes pro Volumen und der kleineren Dichte würde dies für Wasserstoff eine maximale Einspeisung von weniger als 4 Vol.-% zum russischen Erdgas bedeuten. Für Nordsee-Erdgas-H ergibt sich die Grenze im einstelligen Bereich aus dem DVGW Arbeitsblatt G 262.

Die Abbildung 3-25 zeigt die Grenzen der möglichen Gasbeschaffenheit, wie sie im aktuellen DVGW Arbeitsblatt G 260 für H-Gas definiert sind. Die nach Tabelle 3-5 definierten unterschiedlichen Gasbeschaffenheiten von H-Gasen sind ebenfalls dargestellt (farbige Dreiecke). Es wurden hier die H-Gase: Russlandgas, Nordseegas I, Nordseegas II und Verbundgas definiert. Eine zusätzliche Darstellung in Tabellenform ist im Anhang zu finden.

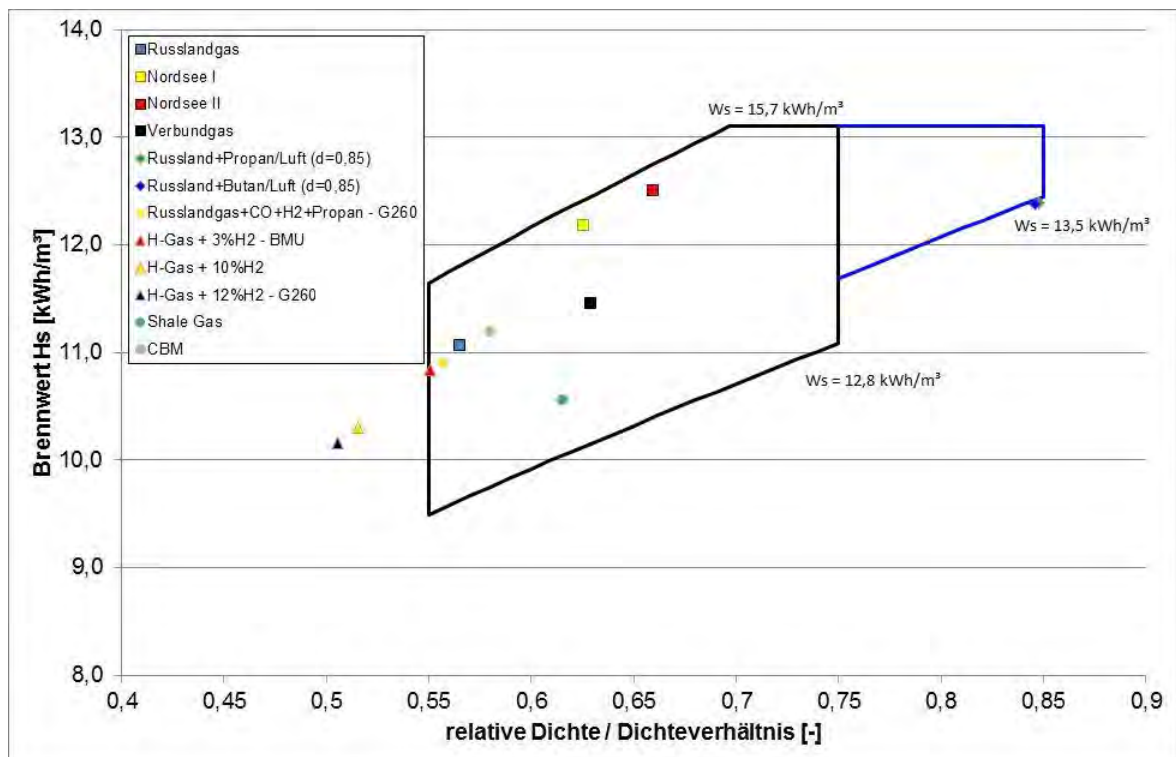


Abbildung 3-25: Berechnung einiger brenntechnischer Kenndaten im Fall der Zumischung von Wasserstoff zu Erdgas H. BMU siehe [3.19], siehe [3.1]

Aus den Vorbetrachtungen wurden zwei Zumischungsszenarien von Wasserstoff zum Erdgas definiert:

- 3 Vol.-% – Prognosewert für regenerativ erzeugten Wasserstoff 2030 s. Abschnitt 3.5.2
- 10 Vol.-% – Grenzwertbetrachtung nach DVGW-Arbeitsblatt G 262 [3.1]

Diese Szenarien sind durch die farbigen Quadrate in Abbildung 3-25 dargestellt. Wie zu erkennen ist, bereitet die Einhaltung der Grenzwerte des DVGW Arbeitsblattes G 260 bei Zumischung von Wasserstoff für die angegebenen Szenarien mit zwei Ausnahmen keine Probleme hinsichtlich der Überschreitung der zulässigen Grenzen. Bei russischem Erdgas ist eine Zumischung von 10 Vol.-% Wasserstoff nicht in den Grenzen des DVGW Arbeitsblattes G 262 möglich. Die betrachtete minimale H₂-Zumischung von 3 Vol.-% (\cong 1% bezogen auf den Energieinhalt) stellt für Russland H-Gas den Grenzwert dar [3.1]. Der Vollständigkeit halber wurden die beiden Sonderfälle der Propan/Luft- bzw. Butan/Luft-Konditionierung von russisches Erdgas mit in die Darstellung aufgenommen.

3.5.2 Prognosen für die Wasserstoffzumischung in Deutschland

In Abbildung 3-26 sind Prognosen für 2030 bzw. 2050 für das Potenzial regenerativ erzeugten Wasserstoffs (aus Windkraft und PV) dargestellt. Herangezogen wurde das gesamte zur Verfügung stehende Potenzial ohne Unterscheidung späterer Nutzungspfade. Hierzu wurden drei Szenarien mit verschiedenen Varianten ausgewählt:

- BMU – Leitszenario 2009 (Langfristszenarien und Strategien für den Ausbau erneuerbarer Energien in Deutschland, August 2009) [3.19]

- WETO – H2 (World Energy Technology Outlook – 2050; WETO H2, 2006) [3.20]
- DVGW-Systemanalyse – Teil II (Bewertung der Energieversorgung mit leitungsgebundenen gasförmigen Brennstoffen im Vergleich zu anderen Energieträgern. Einfluss moderner Gastechnologien in der häuslichen Energieversorgung auf Effizienz und Umwelt.) DVGW-Abschlussbericht G 5/04/09-TP2, Dezember 2011 [3.18]

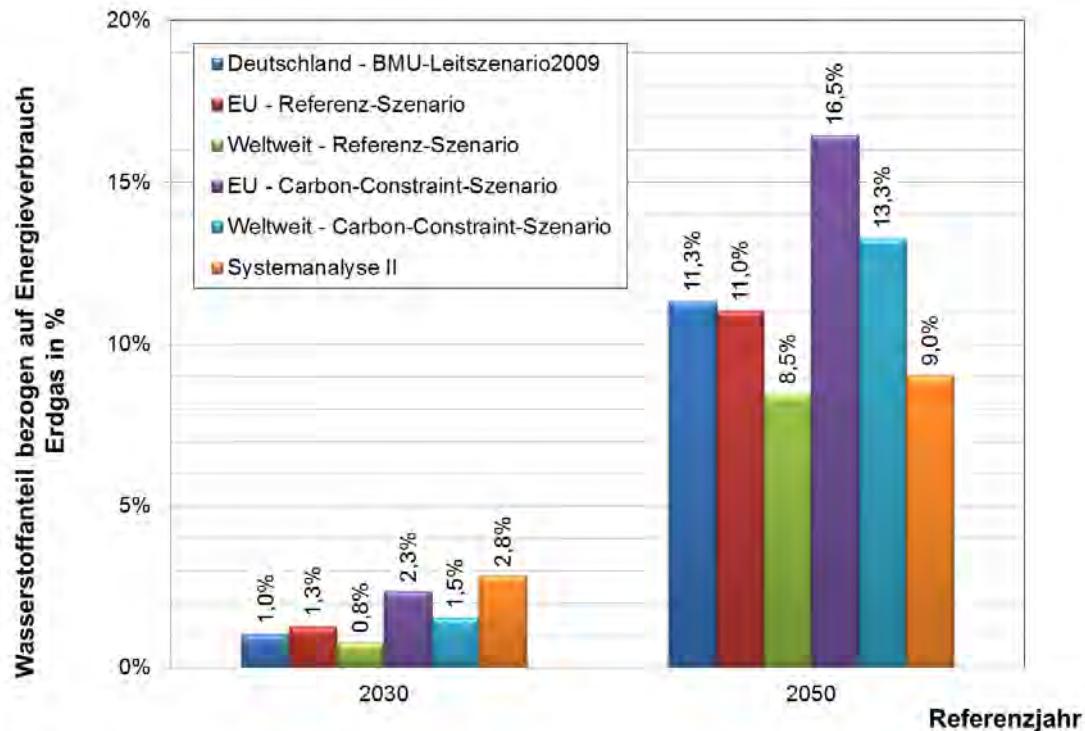


Abbildung 3-26: Szenarienvergleich im Bezug des möglichen Wasserstoffanteils (Prognosewerte bezogen auf den Energiegehalt) im Erdgasnetz [3.19, 3.20, 3.18]

Für Deutschland ergeben sich nach BMU-Leitszenario [3.19] theoretische Wasserstoffanteile von ca. 1 % für 2030 und ca. 11,3 % für 2050. Das BMU-Leitszenario summiert alle Wasserstoffnutzungspfade über die Einspeisung in das Erdgasnetz hinaus. Nach der durchgeführten eigenen Untersuchung im Projekt Systemanalyse II [3.18] wird der Energieanteil von Wasserstoff im Erdgasnetz im Szenario Innovationsoffensive Gas auf ca. 2,8 Prozent (8,3 Vol.-%) im Jahr 2030 und bei 9,0 Prozent (23,5 Vol.-%) im Jahr 2050 prognostiziert. Alle Studien gehen von einer Gesamtbilanz aus, d. h. regionale Variationen der Einspeisung sind nicht berücksichtigt und daraus resultierende Einschränkungen werden vernachlässigt.

Zusammenfassend können zum Thema Wasserstoff-Einspeisung folgende Aussagen gemacht werden:

Einspeisung ins Erdgasnetz:

- Die Einspeisung von Wasserstoff als Zusatzgas ist je nach Grundgas bis zu 10 Vol.-% für Nordsee Erdgas H möglich (s. /262 [3.1, 3.2]). Für russisches Erdgas H ist hingegen eine Zumischung von Wasserstoff auf ca. 3 Vol.-% begrenzt.

- Durch die Wasserstoff-Zumischung sinken die brenntechnischen Kennwerte deutlich und die Abgaszusammensetzung im Fall der Verbrennung wird zugunsten von Wasserdampf verschoben.

Ausgangsenergeträger:

- Hauptausgangsenergeträger sind die volatilen erneuerbaren Quellen Wind- und PV-Strom.
- Die Stromspeicherung über einen chemischen Energieträger (Gas) und dessen Verteilung über das Erdgasnetz hängt einerseits stark vom Ausbau der regenerativen Energien und des Kraftwerkparks (Anteil der Gaskraftwerke) ab, andererseits vom Wettergeschehen und den klimatischen Veränderungen in Deutschland.
- D. h., es muss bei einem Einspeiseszenario mit Wasserstoff immer mit starken Schwankungen innerhalb des Bandes Grundgas – maximale Wasserstoff-Zumischung gerechnet werden.

Umfang:

- Durch den Bau von Power-to-Gas Pilotprojekten wird es kurzfristig zur Einspeisung geringer Mengen Wasserstoff kommen. Diese werden lokal durchaus an die Grenzen der Zumischung aus dem DVGW Arbeitsblatt G 262 heranreichen.
- Deutschland wird in dieser Hinsicht Vorreiter sein. In Abhängigkeit vom Ausbau der Quellen Windkraft und Photovoltaik könnten bei einer progressiven Prognose die durchschnittlichen Wasserstoffgehalte im deutschen Erdgasnetz mittelfristig bis zum Jahr 2030 bis zu 8 Vol.-% und langfristig bis zum Jahr 2050 bis zu 23 Vol.-% erreichen ([3.18], Anmerkung: 23 Vol.-% nach [3.18] sind nicht konform mit aktuellen Vorgaben, stellen theoretische Betrachtungen dar). Dies setzt einen starken Ausbau der Power-to-Gas-Technologien mit Einspeisung in das Erdgasnetz voraus.
- Europäische Nachbarn sind ebenfalls mit einem starken Ausbau des EE-Stroms beschäftigt (z. B. Dänemark, Niederlande, Großbritannien). Auch in diesen Ländern wird das Speicherproblem diskutiert. Es ist also zu erwarten, dass in diesen Ländern ähnliche Programme und Pilotprojekte entstehen bzw. jetzt schon entwickelt werden.

3.6 Synthetisches Erdgas

3.6.1 Herstellung und Eigenschaften von SNG

Synthetisches Erdgas [3.21] (SNG¹) umfasst als Oberbegriff alle synthetisch hergestellten Gase, die von den Eigenschaften vergleichbar mit natürlichem/fossilem Erdgas sind. Zu den SNG zählen neben den durch Vergasung hergestellten auch die fermentativ erzeugten Biogase, die im Kapitel 6 gesondert durch den Projektpartner GWI behandelt werden.

Einen Übersichtsartikel zur SNG-Herstellung aus Kohle und Biomasse in den Jahren 1950 – 2009 haben Kopyscinsky et al. veröffentlicht [3.22], der die Eigenschaften von SNG und die Herstellungsverfahren zusammenfasst. SNG kann aufgrund der ähnlichen verbrennungstechnischen und chemischen Eigenschaften ohne Probleme in die vorhandene Erdgasinfrastruktur eingespeist werden und vorhandene Erdgasanwendungen können SNG ohne

¹ SNG: Substitute Natural Gas bzw. Synthetic Natural Gas

Probleme nutzen. Die Herstellung von SNG basiert vornehmlich auf Braunkohle, zu kleinen Teilen aus der CO/CO₂-Entfernung bzw. Crackfraktionen in chemischen Prozessen und zunehmend auch auf Biomasse. Durch die nahezu ubiquitären Ausgangsstoffe Kohle und Biomasse bietet SNG bei der Gasversorgung eine strategische Unabhängigkeit und verbucht einen Reichweitenvorteil (Kohle > 150 Jahre, Biomasse ist regenerativ) gegenüber den derzeit bekannten konventionell und unkonventionell erschließbaren fossilen Erdgasvorkommen. Ein weiterer Vorteil von SNG liegt in der einfachen Integrierbarkeit in die bestehende Gasinfrastruktur und damit dem Zugriff energieeffizienter Anwendungstechnologien (KWK, GuD). SNG spielt bislang im Erdgasmarkt nur eine untergeordnete Rolle, da es preislich mit fossilem Erdgas konkurrieren muss. Bei Biomasse als Ausgangsstoff können die CO₂-Emissionen gesenkt werden, was günstig für den globalen Treibhauseffekt ist. Derzeitige Entwicklungen zur Methanisierung von regenerativ erzeugtem Wasserstoff mit CO₂ (z. B. aus Abgasen) bieten ebenfalls die Möglichkeit, um CO₂-Emissionen gegenüber fossilen Brennstoffen weiter zu reduzieren. Das Synthesegas der Vergasung besteht zunächst aus etwa 30 % H₂ und 50 % CO. Durch eine katalytische Reaktion können diese Komponenten in CH₄ umgewandelt werden. Das gleiche Verfahren könnte auch beim Wasserstoff aus dem „Power-to-Gas Prozess“ eingesetzt werden. Voraussetzung dafür ist, dass eine CO- oder CO₂-Quelle zur Verfügung steht. Dieser Zusatzprozess geht zurzeit mit Wirkungsgradverlusten von etwa 15 % einher. Die Vorteile der Methanisierung müssen also neben dem verfahrenstechnischen Aufwand somit mit Umwandlungsverlusten von ca. 15 % bezogen auf den Energieinhalt erkaufte werden. Es ist daher logische Konsequenz, dass dieser Schritt erst dann in Frage kommt, wenn die möglichen obersten Zumischgrenzen ins Gasnetz erreicht worden sind. Durch dieses Verfahren kann dann doch noch weiteres erneuerbares Gas in das System integriert werden (vgl. Abbildung 3-27 und Pkt. 3.5).

Einige Stoffdaten von Wasserstoff und Methan sind in der Tabelle 3-7 aufgeführt.

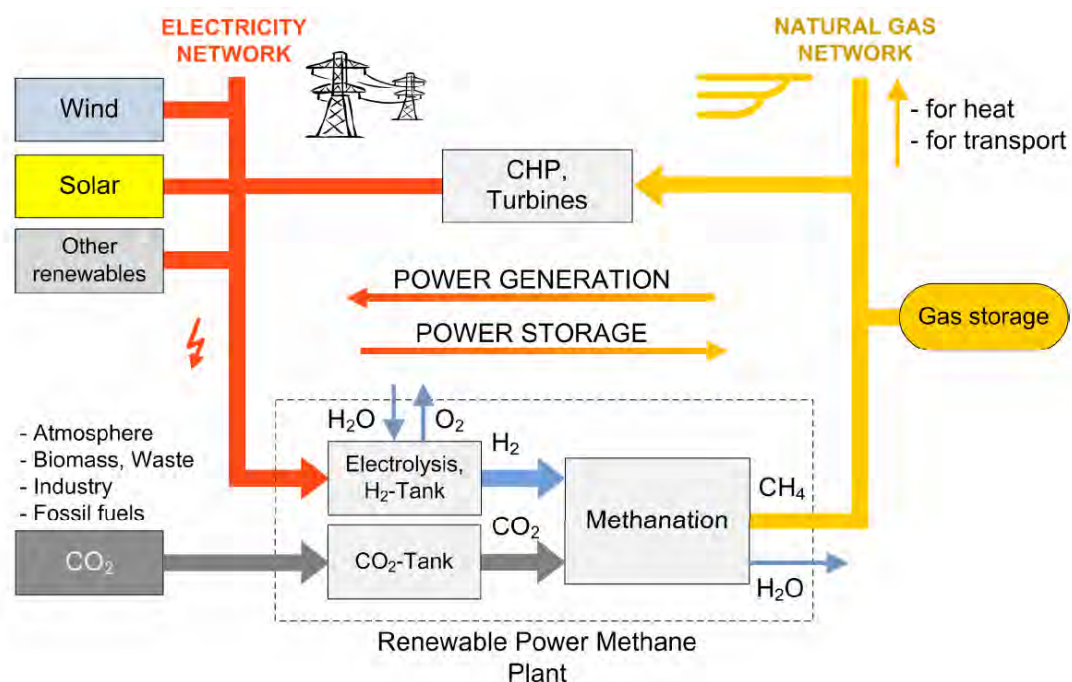


Abbildung 3-27: Umwandlung von Strom zu Methan [3.23], vgl. auch Pkt. 3.5

Tabelle 3-7: Vergleich von Heizwert und den Explosionsgrenzen in Luft für Methan und Wasserstoff

Gas	unterer Heizwert H_i	UEG	OEG
Wasserstoff	9,9 MJ/m ³	4,1 Vol-%	75 Vol-%
Methan	35,89 MJ/m ³	5,3 Vol-%	15 Vol-%

Eine Grundvoraussetzung für eine rentable SNG-Erzeugung ist die Verfügbarkeit großer Mengen möglichst preiswerter Ausgangsstoffe (Kohle, Biomasse, C-haltige Abfälle), da die SNG-Produktion bereits relativ komplexe chemische Fabriken erfordert und mit Erdgas preislich konkurriert. Hier bieten sich vor allem große Braunkohletagebaue an. Für die Biomassevergasung ergibt sich das Problem der Transportwege für die Biomasse, die die typischen Anlagengrößen auf wenige MW Leistung begrenzen. Die Wirtschaftlichkeit der bislang wenigen SNG-Anlagen wird selbst bei günstigen Ausgangsstoffen vor allem durch die Nutzung von Prozesswärme und Erzeugung weiterer Chemikalien gewährleistet.

Im Rahmen des Projektfokus sollen die Herstellung und die Eigenschaften von SNG nur kurz betrachtet werden, für detailliertere Betrachtungen sei auf die Literatur [3.21, 3.22] verwiesen. Weitergehend sollen aus diversen Quellen die SNG-Erzeugungskapazitäten und Konkurrenzen aufgeführt und soweit möglich bis 2050 extrapoliert werden, um die SNG-Beiträge abschätzen zu können.

Die thermochemische Erzeugung von SNG kann schematisch vereinfacht, wie in der Abbildung 3-28 dargestellt, werden.

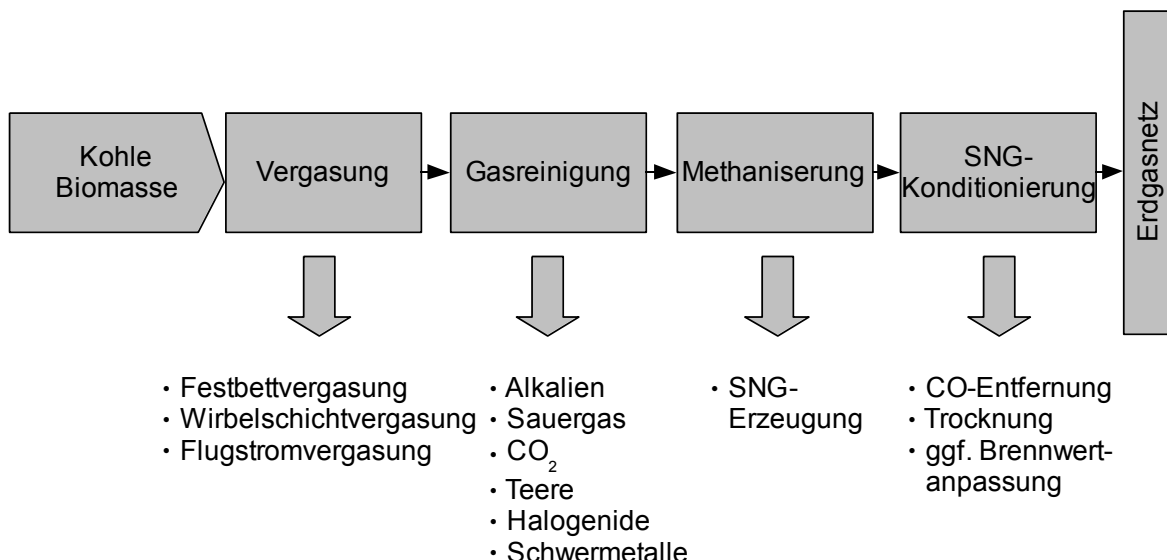
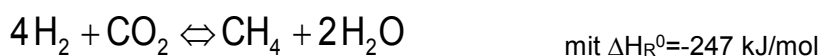


Abbildung 3-28: Vereinfachter Prozesspfad bei der SNG-Herstellung

Die Vergasungstechnologie und Gasreinigung ist in der chemischen Industrie für die Synthesegasherstellung ein etabliertes großtechnisches Verfahren [3.21, 3.22]. Die Methanisierung von Wasserstoff ist eine exotherme Reaktion, die sich vereinfacht durch folgende Reaktionsgleichungen darstellen lässt:



Bezüglich des Energiegehaltes der Ausgangsgase läuft die Reaktion mit einer energetischen Effizienz von ca. 85 % (s.o.) ab, die Umwandlungsverluste sind vorwiegend Wärmeverluste, die idealerweise genutzt werden sollten. Die großtechnische Umsetzung der Methanisierung wird ebenfalls seit Jahrzehnten erfolgreich betrieben, als Referenzanlage kann die SNG-Erzeugung durch die Dakota Gasification Company mit einer Produktionsleistung von $3,9 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{d}$ angeführt werden. Die Anlage läuft seit 1984 mit Lurgi-British Gas Vergasern und einem Methanisierungsverfahren von Davis Process Technology/Johnson Matthey und stellt ausgehend von Braunkohle ca. 0,2 % des Erdgasbedarfs der USA her. Aus Wirtschaftlichkeitsgründen wurde die Anlage in den vergangenen Jahrzehnten um diverse Anlagenteile erweitert, die zur Erzeugung weiterer verkaufsfähiger Produkte (z. B. Ammoniak, Phenole, CO_2) führte. Unter anderem wird das CO_2 aus dem Prozess über eine Pipeline für die Ölförderung eingesetzt. Die SNG-Beschaffenheit aus der North Dakota-Anlage entspricht den Anforderungen an eine Einspeisung, die Zusammensetzung des SNG steht in der Tabelle 3-8. Die typische Zusammensetzung beim Einsatz des ebenfalls etablierten Methanisierungsverfahrens TREMP™ (Haldor Topsøe, Topsøe Recycle Energy-efficient Methanation Process) gibt der Hersteller wie in Tabelle 3-9 an [3.24].

Tabelle 3-8: SNG-Zusammensetzung der Dakota Gasification Company [3.21]

Komponente	Konzentration	Komponente	Konzentration
Methan	96,3 Vol-%	Stickstoff & Argon	1,1 Vol-%
CO	0,02 Vol-%	CO_2	1,2 Vol-%
Wasserstoff	1,38 Vol-%	Schwefelwasserstoff	4 ppm

Als Referenzanlage für die SNG-Erzeugung aus Biomasse kann das Holzhackschnitzelwerk in Güssing, Österreich, angeführt werden, das in 2008/2009 eine SNG-Leistung von ca. 1 MW erreicht hat [3.25]. Ein vereinfachtes Prozessschema der Anlage in Güssing gibt die Abbildung 3-29 wieder. Die Entwicklung optimierter Vergasungstechnologien für unterschiedliche Arten von Biomasse ist Gegenstand aktueller Forschung. Die Vergasung funktioniert bislang relativ problemlos beim Einsatz von Holz als Biomasse. Stroh oder gar feuchte Biomassen führen in der Regel zu Problemen mit Asche- und Teerablagerungen in den Vergasern. Für die Verfahrensentwicklung zur Biomassevergasung müssen des Weiteren relativ kleine Anlagengrößen berücksichtigt werden, da die Transportwege aus Kostengründen und wegen der Energiebilanz möglichst kurz gehalten werden sollten. Wie bei der Anlage in Güssing sind kleine Biomassevergasungssysteme nicht auf die reine SNG-Erzeugung beschränkt, sondern weisen in der Regel einen Verbund von KWK (Strom und Wärme), SNG-Erzeugung und Nutzung von überschüssiger Prozesswärme auf, um eine bessere Wirtschaftlichkeit und Energieeffizienz zu erzielen.

Tabelle 3-9: Methanisierungsverfahren TREMP™: Zusammensetzung von SNG [3.24]

Gasbestandteil	Konzentrationsbereich
CH ₄ , Mol-%	94 – 98
CO ₂ , Mol-%	0,2 – 2
H ₂ , Mol-%	0,05 – 2
CO, Mol-%	< 100 ppm
N ₂ + Ar, Mol-%	2 – 3
H _s , MJ/m ³ N	37,38 – 38,37

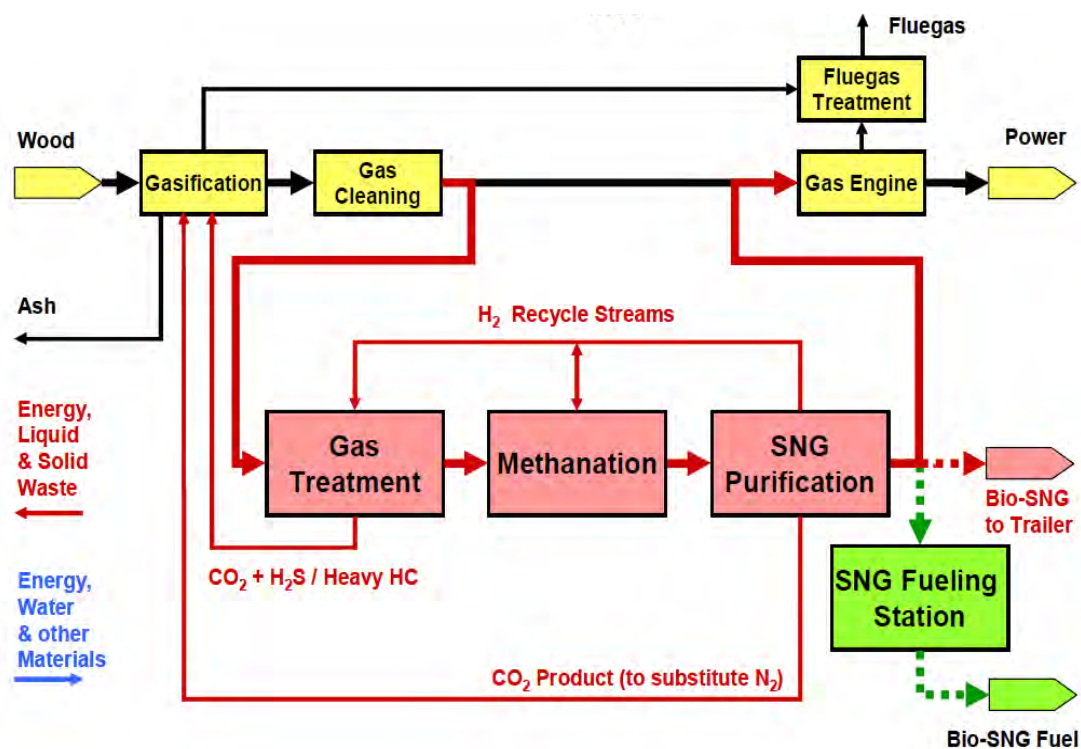


Abbildung 3-29: Prozessschema der SNG-Anlage in Güssing [3.25]

3.6.2 SNG Anlagenübersicht

Die Erzeugung von SNG spielte aufgrund der relativ niedrigen Kosten bei der Förderung von fossilem Erdgas bislang eine geringe Rolle. Dezentrierte SNG-Anlagen, bei denen SNG das oder eines der Hauptprodukte darstellt, sind die bereits vorgestellte Anlage in North Dakota/USA und die Biomasse-SNG-Anlage in Güssing/Österreich. Zwei Entwicklungen führten zum Ausbau der SNG-Erzeugungskapazitäten. Speziell im asiatischen Raum wird die Kohlevergasung bzw. die Koksofengasnutzung zur SNG-Produktion in relativ großem Maßstab ausgebaut. Im europäischen Raum wird derzeit neben der Kohlevergasung die Biomassevergasung und die Wasserstoffmethanisierung erforscht, auf- und ausgebaut, um einen höheren Anteil SNG regenerativ zu erzeugen. Eine nicht erschöpfende Übersicht zu einigen SNG-Anlagen, großteils im Planungs- bzw.

Umsetzungsstadium, gibt die Tabelle 3-10 an. Des Weiteren sind speziell in den USA weitere SNG-Anlagen projektiert, die zum geringen Teil (<10 %) auch Biomasse neben Braunkohle als Ausgangsmaterial nutzen. Einige dieser Anlagen dienen zur Erforschung von einsetzbaren Ausgangsstoffen, der CO₂-Abtrennung und CO₂-Speicherung (CCS). Die einzelnen Anlagengrößen sind bis zu Förderkapazitäten von 7 Mrd. m³/a SNG ausgelegt. Eine Studie der Duke University von 2008 [3.26] zeigt eine Zusammenstellung der US-amerikanischen SNG-Aktivitäten. Triebfedern der Entwicklungsaktivitäten in den USA dürften die strategische Unabhängigkeit in Kombination mit der CCS-Technologie der CO₂-Emissionshandel sein.

Trotz dieser umfangreichen SNG-Ausbauaktivitäten findet SNG in den Energieszenarios von der amerikanischen Energieinformationsbehörde (EIA)² [3.27] oder den Szenarien der großen Förderkonzerne, wie z. B. dem Shell Energieszenario bis 2050 [3.28] keine explizite Berücksichtigung.

² Energy Information Administration (EIA)

Tabelle 3-10: Übersicht ausgewählter SNG-Anlagen aus der Literatur und Herstellerpressemittelungen

Anlage	Ort	Inbetriebnahme	Kapazität	Ausgangsstoff	Verfahren Quelle
Wuhai Project, 2 Anlagen, Chinese National Gas Corporation	Innere Mongolei	Dez. 2012	ca. 400 Mrd. m ³ /a SNG bzw. 650 Mio. m ³ /a LNG	Koksofengas	TREMP Info 7.4.2011 *
Hui Neng Group, China	Innere Mongolei	Ende 2013	1,6 Mrd. m ³ /a SNG Transport als LNG	Braunkohle	TREMP Info 13.4.2011 *
POSCO	Gwangyang, Südkorea	Ende 2013	500.000 metr. to/a (ca. 694 Mio. m ³ /a SNG)	Kohle, Petrokoks	TREMP, >98 % CH ₄ Info 25.5.2011 *
GoBiGas, Göteborg Energi AB	Göteborg, Schweden	Ende 2012	20 MW (Ende 2012) 80 MW (in 2016)	Biomasse: Holz	TREMP Info 15.4.2011 *
North Dakota GC	ND, USA	seit 1984	1,42 Mrd. m ³ /a	Braunkohle	Davis Process **, [4.21]
Keshiketeng Plant, Datang Energy Chemical Co. Ltd., China	Innere Mongolei	NN	~4,4 Mrd. m ³ /a SNG	Braunkohle	Info 8.1.2010 **
Xinwen Mining Group Co. Ltd.	Yili, Xinjiang, China	NN	~2,2 Mrd. m ³ /a	Braunkohle	Info 28.6.2010 **
Liaoning Datang International Fuxin Coal to Gas Co.	XinQiu Bezirk, Provinz Liaoning, China	NN	1,46 Mrd. m ³ /a SNG	Braunkohle	Info 25.5.2011 **

Herstellerinformationen, Webseiten: * Linde, Haldor-Topsoe; **Davis Process / Johnson Matthey

3.6.3 Potenziale der SNG-Erzeugung

Um die zukünftigen Potenziale der SNG-Erzeugung abzuschätzen, müssen vor allem die Verfügbarkeit günstiger Ausgangsstoffe und Klimaschutzaspekte als Rahmenkriterien beachtet werden.

Die Kohlevergasung wird trotz der Verbesserung der CO₂-Bilanz gegenüber dem Einsatz der unbehandelten Kohle mittel- und langfristig wegen des Klimaschutzes und der damit verbundenen Emissionshandelskosten zunehmend unattraktiver werden. Kurzfristig verbucht die Kohlevergasung aber einen Kostenvorteil durch die Anlagengrößen und die bereits zuvor erwähnten Vorteile. Mittel- und langfristig werden nachhaltige SNG-Erzeugungswege wegen des Emissionshandels relativ kostengünstiger gegenüber SNG aus fossilen Ausgangsstoffen werden. Die Nutzung von Prozessgasen aus chemischen oder metallurgischen Verfahren für die SNG-Erzeugung, siehe Wuhai-Projekt bzw. POSCO-Anlage in Tabelle 3-6, wird voraussichtlich weiterhin ausgebaut werden, da hiermit eine effiziente Verwertung von Prozessgasen erzielt werden kann.

Mittelfristig und langfristig gestalten sich die Biomassevergasung und die Wasserstoffmethanisierung am vielversprechendsten. Die Biomassevergasung konkurriert mit der fermentativen Biogaserzeugung und den Biomass-to-Liquid (BtL-) Verfahren um die Biomasse.

Als weitere vielversprechende SNG-Quelle wird die Methanisierung von regenerativ erzeugtem Wasserstoff angeführt. Als Produkt soll sogenanntes Windgas, SNG, ab Ende 2011 bestellbar und ab Ende 2012 am Markt verfügbar sein [3.29]. Hier konkurriert die Methanisierung mit der direkten Wasserstoffverwendung bzw. Einspeisung, da der Aufwand der Methanisierung durch die o. g. Vorteile, höhere Energiedichte, einfachere Handhabung und die rechtlichen Rahmenbedingungen (Regelwerkskonformität), gerechtfertigt werden muss. Dieser SNG-Erzeugungspfad hängt zudem maßgeblich von dem Ausbau der regenerativen Stromerzeugung und des Kraftwerksparks ab und kann als hochkapazitives Regel- und Speicherinstrument im Stromnetz genutzt werden. Aber durch die installierten regenerativen Stromerzeugungsanlagen kommt es bereits jetzt kurzfristig zu Überangeboten an elektrischer Leistung im Netz. Hier offenbart sich das Potenzial der zunehmenden Umwandlung von Überschussstrom zu Gas, da die fluktuierenden regenerativen Energiequellen Wind und Photovoltaik weiterhin forciert ausgebaut werden. Andere Speichertechnologien für Strom bieten nur geringe Kapazitäten bei hohen Kosten und keine belastbare, über Wochen reichende Entkoppelung von Stromangebot und Stromnachfrage, die mit der chemischen Speicherung als Gas erzielt werden kann. Der Netzausbau wird durch die langen Genehmigungswege und die hohen Kosten verzögert, auch sind die Ausregelfähigkeiten in einem großen regenerativen Stromverbund begrenzt. Mit der chemischen Stromspeicherung als Gas können die fluktuierenden regenerativen Stromerzeugungsvarianten zunehmend grundlastfähig werden.

Zusammenfassend können zum Thema SNG folgende Aussagen gemacht werden:

Einspeisung ins Erdgasnetz und Nutzung:

- Die Anwendung und der Transport von SNG mit den derzeitigen SNG-Beschaffheiten (s. o.) dürfte ohne größere Anpassungen an den Endgeräten und dem vorhandenen Erdgasnetz erfolgen. Damit ist eine Erhöhung der SNG-Einspeisung als unkritisch anzusehen und ist mit der Einspeisung von aufbereitetem Biogas vergleichbar.

Ausgangsstoffe:

- Kohle bietet derzeit global einen deutlichen Kostenvorteil für die SNG-Erzeugung. Mittel- und langfristig wird der Emissionshandel die Kohlenutzung zunehmend verteuern.
- Biomasse konkurriert mit der Lebensmittelerzeugung, der fermentativen Biogaserzeugung, der Wärmeerzeugung durch Verbrennung und nicht zuletzt den BtL-Prozessen um die begrenzten Anbauflächen.
- Regenerativ erzeugter Wasserstoff aus Überschussstrom als SNG-Basis kann ohne Methanisierung verwendet werden. SNG bietet jedoch die einfachere Integration. Die Stromspeicherung als Gas hängt wiederum stark vom Ausbau der regenerativen Energien und des Kraftwerkparks ab.

Umfang:

- In den kommenden Jahren sind ähnlich den fermentativen Biogaszuwächsen Zuwächse im thermochemisch erzeugten SNG-Bereich zu erwarten.
- Weltweit sind mittelfristig (ca. 2035) etwa 10 % SNG zu erwarten, mit dem Schwerpunkt auf der Kohleveredlung zu SNG in den Kohlereichen Schwellenländern.
- In Europa könnte regenerativ erzeugtes SNG regional fossiles Erdgas von 20 % bis zu 100 % im regionalen Gasnetz ersetzen, was z. B. das ambitionierte Ziel der schwedischen Regierung ist.
- Für Deutschland wird diese Entwicklung nicht erwartet. Mittelfristig werden aufgrund der beschriebenen Konkurrenzsituation sowohl aus Biomasse als auch aus Power-to-Gas-Technologien nicht mehr als 10 % SNG des Energieanteils der Gasversorgung prognostiziert. SNG aus Kohle ist aus gegenwärtiger Sicht politisch in Deutschland nicht durchzusetzen.

3.7 Fazit Schwankungsbreiten

Die Grundlagen für die durchgeführten Betrachtungen zur Gasbeschaffenhetsänderung in der Industrie stellen einerseits die aktuell gültigen DVGW Arbeitsblätter – Gasbeschaffenhets [3.1] und G 262 – Nutzung von Gasen aus regenerativen Quellen in der öffentlichen Gasversorgung [3.2] dar. Andererseits basiert ein Teil der Betrachtungen auf den Szenarien bis 2030 bzw. 2050 im Schrifttum wie zum Beispiel das BMU – Leitszenario 2009 [3.19] und das WETO–H2-Szenario [3.20]. Für die Thematik relevante Ergebnisse aus der DVGW-Forschung – Systemanalyse II [3.18] sowie der verwandten DVGW-Projekte Energiespeichertechnologien und „Auswahlverfahren im Projekt GASQUAL“ wurden ebenfalls in der vorliegenden Studie berücksichtigt.

Insgesamt ist zu beobachten, dass durch Pipeline gebundene Versorgung Europas und insbesondere Deutschlands aus den Hauptfördergebieten Norwegischer Festlandshelf und Russland eine langfristig stabile Beschaffenhets an Erdgas H existiert. Diese Quellen nehmen gegenwärtig ca. 70 % des in Deutschland verbrauchten Erdgases ein. Sie besitzen eine sehr hohe Reichweite, sodass zumindest mittelfristig daher keine Schwankungen zu erwarten sind.

Anders sind die deutschen und niederländischen Erdgaslagerstätten zu beurteilen, deren Reichweite lediglich noch ca. 10 Jahre beträgt. Die davon betroffenen Versorgungsgebiete werden mittelfristig auf Erdgas H umgestellt. Der dadurch erforderliche Mehrbedarf an Erdgas H kann durch derzeit kostengünstig auf dem Weltmarkt verfügbares LNG bzw. über die schon vorhandenen

Bezugsquellen in Norwegen und Russland gedeckt werden. LNG führt in den meisten Fällen zu einer Anhebung der brenntechnischen Kennziffern Brennwert und Wobbe-Index. Diese Gase werden mittelfristig die Gasbeschaffenheiten im deutschen Erdgasnetz bestimmen.

Die Einspeisung regenerativer Gase, wie Biomethan und SNG, wird sich kurz- und mittelfristig auf regionale Netze beschränken. Diese Gase liegen ebenfalls in der Beschaffenheit Erdgas H vor. Durch die Einspeisung von Biomethan und SNG ins Erdgasnetz werden sich deshalb Mischungen ergeben, die innerhalb der zulässigen Gasbeschaffenheitsbereiche des DVGW Arbeitsblattes G 260 für H-Gase liegen. In der zeitlichen Abfolge spielt Biomethan bereits heute schon eine wichtige Rolle. Mittelfristig wird die Versorgung regenerativer Gase durch Wasserstoff und SNG ergänzt. Die Einspeisung ist, bedingt durch häufig eingesetzte Konditionierung, unkritisch und führt zu kurzfristigen Schwankungsbreiten innerhalb des ± 2 % Bandes (DVGW Arbeitsblatt G 685). Die Konditionierung ist jedoch teuer und verschlechtert die Klimabilanz dieser sonst erneuerbaren Gase. Es gibt daher begründete Bestrebungen, durch eine intelligente Brennwert-Nachverfolgung zukünftig darauf verzichten zu können. Das würde auch der Zumischung von H₂ zu Gute kommen. Wasserstoff wird als Zusatzgas zugemischt und führt zu einer Absenkung der brenntechnischen Kennziffern Brennwert und Wobbe-Index. Kurz- bis mittelfristig werden sich H₂-Einspeisungen auf lokal eng begrenzte Gebiete konzentrieren bzw. nur sehr kleine Konzentrationen (< 2 Vol-%) erreichen.

Aufgrund der vorangestellten Untersuchung sind Einspeisungen regenerativer Gase zunächst auf kleinere Regionen begrenzt, in denen dann auch größere Veränderungen der brenntechnischen Kennwerte möglich sind. Für die Untersuchungen in dieser Studie soll deshalb von den maximal möglichen Grenzwerten innerhalb des DVGW Arbeitsblattes G 260 ausgegangen werden. Aufgrund der o. g. dargestellten Situation (Erschöpfung der Erdgas L Vorräte) liegt der Untersuchungsschwerpunkt dieser Studie auf Erdgas H. Weitere Angaben zu dieser Thematik sind in den Quellen [3.33] bis [3.41] zu finden.

Die durchgeführten Industriebefragungen zu Gasbeschaffenheitsschwankungen (vgl. Pkt. 4.1.1) zeigten außer in der Glasindustrie in vielen Bereichen nur eine geringe Sensibilisierung zu dem Thema auf. Für die Glasindustrie jedoch bestätigten etwa 50 % der Befragten, bereits Produktionsprobleme aufgrund von Gasbeschaffenheitsschwankungen erlebt zu haben.

3.9 Literaturverzeichnis

- [3.1] DVGW-Arbeitsblatt G 260 ; Stand März 2013
- [3.2] DVGW-Arbeitsblatt G262; Stand September 2011
- [3.3] P. Nitschke-Kowsky: Zusammenstellung aus den jährlich herausgegebenen Blättern der E.ON Ruhrgas . 2013
- [3.4] MARCOGAZ
- [3.5] Drasdo, P., M. Karasz, A. Pustisek: Disharmony in European natural gas market(s)-discussion of standards and definitions. Zeitschrift Energiewirtschaft, Springer Verlag 2013
- [3.6] Bundesamt für Wirtschaft und Ausfuhrkontrolle, 2011
- [3.7] Marktgebiete Gas, ene't GmbH, Oktober 2011, <http://www.enet.eu/netznutzung-gas/karten.html>

- [3.8] Erdöl und Erdgas in der Bundesrepublik Deutschland 2012, Jahresbericht des Landesamtes für Bergbau, Energie und Geologie Niedersachsen, Hannover Mai 2013
- [3.9] Bericht der im Marktgebiet L-Gas 1 tätigen marktgebietsaufspannenden Netzbetreiber zur Ermittlung des langfristigen Kapazitätsbedarfs gem. §17 GasNZV „Ermittlung des langfristigen Kapazitätsbedarfs“; Erdgas Münster Transport GmbH & Co. KG (ab 24.02.2012 Nowega GmbH), EWE Netz GmbH, Gasunie Deutschland GmbH & Co. KG; 01.04.2011
- [3.10] Hintergrundbericht im Auftrag der Greenpeace Deutschland e.V. „Erdgas: Die Brücke ins regenerative Zeitalter, Bewertung des Energieträgers Erdgas und seiner Importabhängigkeit“; Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie GmbH; 25.08.2010
- [3.11] Annual Energy Outlook 2010; U.S. Energy Information Administration, Office of Integrated Analysis and Forecasting U.S. Department of Energy Washington, DC 20585; DOE/EIA-0383(2010); April 2010
- [3.12] Grundlagen der Gastechnik, Gasbeschaffung, Gasverteilung, Gasverwendung, Günther Cerbe, Hanser Verlag, 7. Auflage, 2008
- [3.13] <http://www.eon-ruhrgas.com/cps/rde/xchg/SID-774B9BC9-539111E0/er-corporate/hs.xsl/4245.htm>
- [3.14] Richard Newell, EIA, Flame 2010; TEAM CONSULT Analyse
- [3.15] Optionen der Konditionierung von aufbereitetem Biogas mit Flüssiggas, Studie im Auftrag des DVGW, Gaswärme-Institut e. V., Essen, DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des Karlsruher Instituts für Technologie
- [3.16] FNR 06/2013
- [3.17] Müller-Syring, G., et al: Energiespeicherkonzepte – Entwicklung von modularen Konzepten zur Erzeugung, Speicherung und Einspeisung von Wasserstoff und Methan ins Erdgasnetz, Abschlussbericht, DVGW-Förderkennzeichen G1/07/10, Februar 2012; www.dvgw-innovation.de
- [3.18] Krause, H.; Erler, F.; Köppel, W.; Fischer, M., Hansen, P.; Markewitz, P.; Kuckshinrichs, W.; Hake, J.-Fr.: Systemanalyse– Teil II - Bewertung der Energieversorgung mit leitungsgebundenen gasförmigen Brennstoffen im Vergleich zu anderen Energieträgern. Einfluss moderner Gastechnologien in der häuslichen Energieversorgung auf Effizienz und Umwelt. Abschlussbericht; DVGW-Förderkennzeichen G5/04/09-TP2; Dezember 2011; www.dvgw-innovation.de
- [3.19] BMU (Bundesministerium für Umwelt)– Leitszenario 2009 (Langfristszenarien und Strategien für den Ausbau erneuerbarer Energien in Deutschland, August 2009)
- [3.20] WETO – H2, World Energy Technology Outlook – 2050; 2006)
- [3.21] Heinz Hiller et.al.: Gas Production. In: Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry., A12, Wiley-VCH, Weinheim 2000
- [3.22] Jan Kopyscinski, Tilman J. Schildhauer, Serge M. A. Biollaz, Production of synthetic natural gas (SNG) from coal and dry biomass – A technology review from 1950 to 2009, In: Fuel, Vol. 89, No. 8. (06 August 2010), pp. 1763-1783

- [3.23] Michael Sterner, Bioenergy and renewable power methane in integrated 100% renewable energy systems, Universität Kassel, Dissertation, 2009
- [3.24] Haldor Topsøe, TREMP™, Topsøe Recycle Energy-efficient Methanation Process, <http://www.haldortopsoe.com>, 2011
- [3.25] Serge Biollaz, S., 2009, The SNG Technology Platform in Güssing, A Status report of Bio-SNG project, Poster presented at European Biofuels Technology Platform: Second Stakeholder Plenary Meeting (SPM2), 22nd of January 2009, Brussels. Available at http://www.biofuelstp.eu/spm2/pdfs/Poster_BioSNG_PSI.pdf
- [3.26] Chandel et al., Synthetic Natural Gas (SNG): Technology, Environmental Implications, and Economics, Duke University, 2009
- [3.27] Energy Information Administration (EIA), Annual Energy Report 2010, <http://www.eia.gov>, 2010
- [3.28] Shell International, Shell energy scenarios to 2050, <http://www.shell.com>, 2008
- [3.29] Greenpeace Energy, <http://www.greenpeace-energy.de>, Pressemitteilung, 17.03.2011
- [3.30] B. Fleischmann, HVG: "Untersuchung der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen", DVGW-Projekt G1-06-01, Vortrag 06.10.2011 Pirna
- [3.31] B. Fleischmann, HVG: "Ergebnisse einer HVG-Umfrage zu Erfahrungen der Glasindustrie mit Gasbeschaffenheitsschwankungen im Erdgasnetz". HVG-Mitteilung Nr. 2155, 2012
- [3.32] Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality. BP/IGU, 2011
- [3.33] Cambridge energy research, CERA 2008
- [3.34] H. Krause, R. Erler: Rohbiogashandling - Wie kann Rohbiogas transportiert werden? Vortrag auf dem Workshop Biogas in Karlsruhe Juni 2010
- [3.35] EnviTec sieht riesiges Potenzial für Bioerdgas in Deutschland, Nachrichten in der Fachzeitschrift gwf Gas – Erdgas, 151 (2010), S. 104
- [3.36] F. Graf, W. Köppel: Ergebnisse des DVGW-Messprogramms „Biogaserzeugung und -aufbereitung. gwf Gas – Erdgas, 151 (2010), S. 110-119
- [3.37] Deutsche Energieagentur (dena), Stand Mai 2011
- [3.38] Siegfried Bajohr, Frank Graf, Biogas-Erzeugung-Aufbereitung-Einspeisung, Oldenburg Industrieverlag, München, 2010
- [3.39] Cerbe, Günter: Grundlagen der Gastechnik; 7., vollständig neu bearbeitete Auflage; S.73; 2008 und aktuelle CBP 2005-001/02]
- [3.40] Schlussbericht zum Forschungsprojekt „Möglichkeiten, Potenziale, Hemmnisse und Instrumente zur Senkung des Energieverbrauchs und der CO2-Emissionen von industriellen Branchentechnologien durch Prozessoptimierung und Einführung neuer Verfahrenstechniken“ (Projektnr.: FKZ 3709 46 130)
- [3.41] Herstellerinformationen, Webseiten: * Linde, Haldor-Topsoe; **Davis Process / Johnson Matthey

4. Auswirkungen der Gasbeschaffenheitsschwankungen auf gewerbliche und industrielle Anlagen – Untersuchungsergebnisse

4.1 Studie, Recherche, Überblick

4.1.1 Übersicht von Thermoprozessanlagen hinsichtlich sensibler Prozesse bei Gasbeschaffenheitsschwankungen

In Industrie und Gewerbe werden derzeit mehr als 35 % des in Deutschland eingesetzten Erdgases verbraucht. Mehr als 13 % der 2011 in Deutschland erzeugten elektrischen Energie stammen aus gasbefeuerten Kraftwerken (Gasturbinenkraftwerke, hocheffiziente GuD-Anlagen). Im Wärmemarkt für größere Gebäude und im industriellen Sektor im Leistungsbereich 100 - 36.000 kW Feuerungswärmeleistung sind nach [4.1] auf Basis fundierter Informationen des Schornsteinfegerhandwerkes (ZIV), des TÜV und der im BDH organisierten Firmen ca. 300.000 feuerungstechnische Anlagen im Einsatz. Davon sind über 80 % der Anlagen älter als 10 Jahre und entsprechen nicht mehr dem heutigen Entwicklungsstand.

Typische Beispiele von industriellen Thermoprozessanlagen, Brennstoffen und Brennern sind in Anhang A der DIN EN 746-2 2011-02 [4.2] zusammengefasst. Ausführungen zur Medienversorgung der industriellen Thermoprozessanlagen unter dem Aspekt von Regelwerk und Normen, Brennstoffzuführungssystemen sowie Steuerungs- und Schutzsystemen unter besonderer Berücksichtigung von Glasschmelzwannen sind in [4.3] enthalten. Eine einfache Klassifizierung der industriellen Thermoprozessanlagen auf Grundlage von DIN EN 746-2 2011-02 [4.2] zeigt die folgende Abbildung 4-1. Eine weiterführende Darstellung dazu ist im Anhang vorhanden.

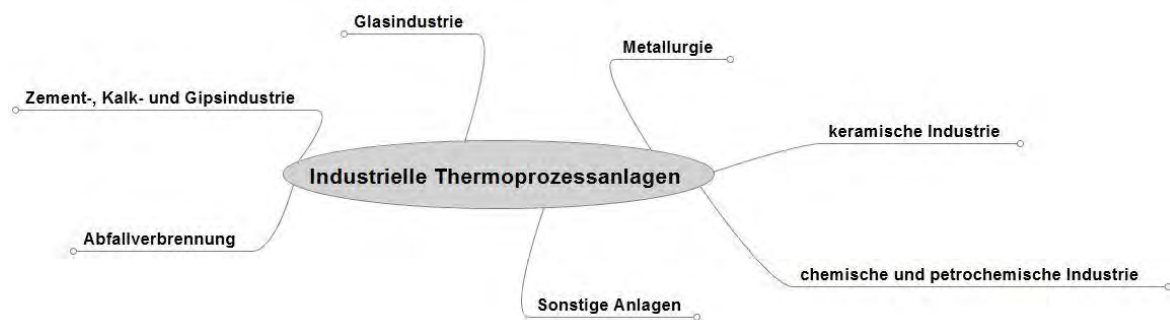


Abbildung 4-1: Klassifizierung von industriellen Thermoprozessanlagen

Sensible industrielle Thermoprozesse bei Gasbeschaffenheitsschwankungen stellen nach Literaturangaben insbesondere Prozesse in der

- Glas- und Keramikindustrie (inkl. Nebenprozesse),
- Kunststoffindustrie,
- Wärmebehandlung von Metallen sowie in der
- Eisen- und Stahlindustrie

dar.

Mögliche Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf ausgewählte industrielle Thermoprozessanlagen werden im Anhang ausführlicher (Anhang XXIV) dargestellt, mit einer

Einstufung zu Beginn des Projekts (E.ON Ruhrgas AG, DBI, 2010) und einer Einstufung von GdF sowie des AK „Deutsches Spiegelgremium-Pilot Study“ zu Ende des Projekts.

Zur Erfassung des aktuellen Standes von möglichen Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen wurde gemeinsam mit der Projektbegleitgruppe ein Fragebogen erarbeitet und an Industrieunternehmen o. g. Branchen verteilt. Der Fragebogen ist im Anhang enthalten. Er konzentrierte sich auf bisherige Probleme mit der Gasbeschaffenheit in industriellen Gasanwendungsprozessen. Zu den verteilten anonymisierten Anfragen gab es nur ca. 10 % Rückmeldungen (vgl. Anhang), ausgenommen die über die Hüttentechnische Vereinigung der Deutschen Glasindustrie e.V. (HVG) organisierten Anfragen in der Glasindustrie (s. u.).

Die Rückmeldungen zeigen in vielen Bereichen nur eine geringe Sensibilisierung zu dem Thema auf. Dies kann positiv bewertet werden, da das Erdgas bislang eine hochwertige und gleichmäßige Primärenergieversorgung darstellt. Wichtig für die derzeitige Umfrage erscheinen persönliche Kontakte zu den angeschriebenen Unternehmen, um einen repräsentativen und aussagekräftigen Rücklauf zu erhalten.

Über die HVG ging der Fragebogen an 20 Vertreter der Glasindustrie, welche fast die gesamte Glasproduktion Deutschlands repräsentieren. Von den angeschriebenen Firmen nahmen 13 an der Umfrage teil. Deren Antworten werden in den nachfolgenden Abschnitten vorgestellt. Die in der Glasindustrie wichtigste Gasanwendung ist die direkte Beheizung mit Produktberührung (vgl. Anhang und Abbildung 4-2, Abbildung 4-3).



Abbildung 4-2: Diffusionsflammen Freistrahlebrenner mit direktem Kontakt [4.4] auf Basis von Erdgas

- Strahlungsbrenner



Abbildung 4-3: Brennertechnik (Keramische Strahlungsbrenner) in der Glas- und Keramikindustrie auf Basis von Erdgas [4.4]

Folgende Aussagen sind danach möglich [4.5]:

4.1.1.1 Grundsätzliche Aussagen

Erste Fälle, bei denen schwankende Gasbeschaffenheiten zu Produktionsausfällen und erhöhten Schadstoffemissionen geführt haben, sind bereits bekannt [4.6, 4.7]. In einer von der HVG durchgeführten Umfrage bestätigten etwa 50 % der Befragten, bereits Produktionsprobleme aufgrund von Gasbeschaffenheitsschwankungen erlebt zu haben [4.5].

4.1.1.2 Beobachtete Prozessstörungen

Zu beobachten war, dass der Heizleistung bei Vollast und maximalen Masseströmen sank, was Qualitätseinbußen zur Folge hatte. Daher musste der Durchsatz gesenkt werden.

Da der Glasschmelzprozess temperaturabhängig ist, können bei voreingestellten Gasmengen Temperaturvorgaben bei Gasbeschaffenheitswechseln nicht eingehalten werden, wodurch Qualitätseinbußen verursacht werden können.

Des Weiteren wurden folgende Prozessstörungen beobachtet:

- Schwankungen Herdraumdruck (Änderung Abgasvolumen),
- Falschlufteinbrüche bzw. Ausflammen an Öffnungen,
- Störung des Zerfaserungsprozesses durch veränderte Strömungsgeschwindigkeiten und Dichteänderungen des Gases,
- Unbemerkt Änderungen im Luftbedarf, zu viel Luft (Absinken Temperatur, NO_x-Anstieg) bzw. zu wenig Luft (Nachverbrennung in Regeneratoren, Beschädigung/Zerstörung der Regeneratoren, Absinken der Temperatur, CO-Bildung).

Die gegebenen Antworten zeigten eine große Spannweite bzgl. der Aussagen zur Häufigkeit von Prozessstörungen infolge Gasbeschaffenheitsschwankungen. Sie reichen von "selten" über "sporadisch" bis hin zu "öfters".

4.1.1.3 Reaktion und Behebung von Prozessstörungen

Teilweise wird manuell die Regelung nachgestellt (z. B. Anpassung der Gas- oder Luftmenge). Bei wiederholten Störungen wird die Regeltechnik um Messgeräte zur Erfassung des Heizwertes oder des Wobbe-Index erweitert und die Regelung entsprechend angepasst. Weiterhin wird auch über Gespräche mit Versorgern zur Eindämmung der Gasbeschaffenheitsschwankungen berichtet.

Ca. 50 % der an der Umfrage teilgenommenen Glashersteller setzen folgende Messtechnik ein:

- Sauerstoffmesssonden im Abgas (Kontrolle Luftbedarf),
- Ermittlung von Brenn- bzw. Heizwert,
- Integration von Wobbe-Index Messgeräten in die Regelung,
- Einsatz von Gaschromatographen zur Kontrolle der Gaszusammensetzung.

4.1.1.4 Einfluss der Gasbeschaffenheit auf einzelne Prozessschritte und -parameter

- Produktqualität

Ca. 50 % der Glashersteller haben bereits festgestellt, dass die Gasbeschaffenheit Einfluss auf die Produktqualität hat (Homogenität, Glasfarbe, erhöhte Fehleranzahl, thermische Homogenität, Läuterqualität).

- Prozessstabilität

Ca. 50 % der Glashersteller beobachteten Stabilitätseinflüsse auf den Prozess durch Änderung der Gasbeschaffenheit (Temperaturstabilität, ungleichmäßiger Energieeintrag, veränderte Flammeneigenschaften, veränderter Luftbedarf)

- Lebensdauer der Anlagen

Bisher sind nach den Befragungen keine negativen Auswirkungen auf die Lebensdauer der Schmelzaggregate bemerkt worden.

- Schadstoffemissionen

Knapp 50 % der Glashersteller stellten einen Zusammenhang zwischen den emittierten Schadstoffmengen (insbesondere Stickoxide) und den Schwankungen der Gasbeschaffenheit fest. Die Stickoxidemissionen können sowohl bei zu hoher Luftzahl als auch durch die Erhöhung der Flammentemperatur durch höherkalorische Gase ansteigen.

- Sicherheit

2 Glashersteller haben sicherheitsrelevante Erfahrungen durch die Änderungen von Flammstabilität, -länge, -lage und -ausbildung im Zusammenhang mit Schwankungen in der Gasbeschaffenheit erwähnt.

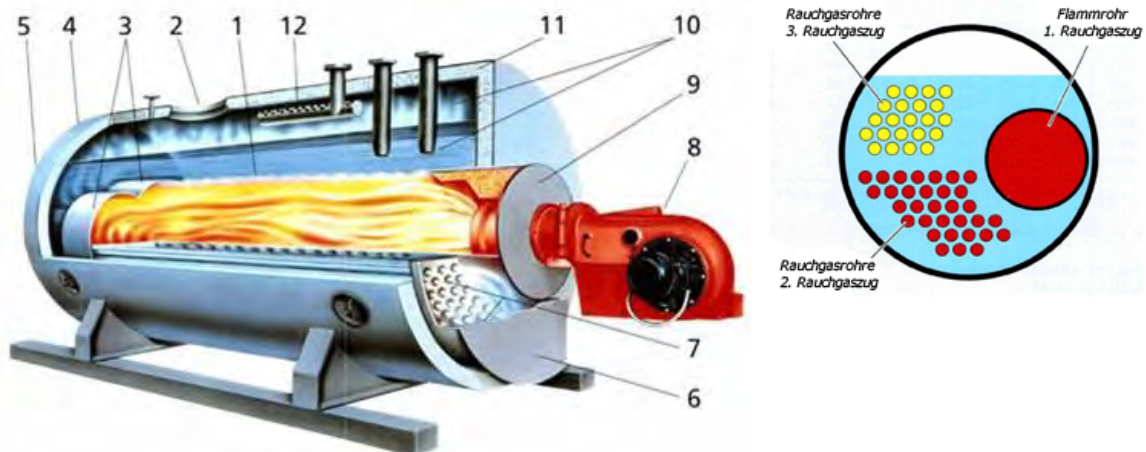
Insgesamt zeigte sich, dass Änderungen in der Gasbeschaffenheit in der Glasindustrie (Spezialglasindustrie, Massenglasherstellung wie Behälter und Flachglasindustrie) einen Einfluss auf Prozessschritte und Produktqualität haben. Ähnliche Erfahrungen wie in der Glasindustrie liegen nach den Befragungen [4.5] auch bei Herstellern und Betreibern von Kesselanlagen (industrielle Wärme- und Dampferzeugung) vor. Da bei letzteren die Auslegung des Verbrennungsraumes, der Brenner und des nahstöchiometrischen hocheffizienten Betriebs ($\lambda \approx 1,1$) wenige Toleranzen bietet, machen sich Gasbeschaffenheitsänderungen über die veränderte Flammgeometrie sowie die Abgaszusammensetzung nachteilig bemerkbar.

Die wenigen bisher beantworteten Fragenbögen aus der Metallindustrie (Eisen- und Nichteisenmetalle), der keramischen Industrie und aus anderen Industriezweigen können bestenfalls als Stichprobe bewertet werden. Sie ermöglichen keine generellen Aussagen.

Wesentlich ist weiterhin für alle befragten Industriezweige, dass nicht die langfristigen, angekündigten sowie lange vorher absehbaren Entwicklungen der Gaszusammensetzung das Problem sind, sondern die häufigeren, unerwarteten und unbemerkten Schwankungen in der Gasbeschaffenheit.

4.1.2 Dampf- und Heizkessel

Im Gegensatz zu Industrieöfen, wie z. B. Glasschmelzwannen, in denen die Erdgasverbrennung in unmittelbarer Wechselwirkung zum zu behandelnden Gut steht, findet bei Dampf- und Heizkesseln die Verbrennung in einer separaten Brennkammer statt. Die bei der Verbrennung freiwerdende Wärme wird dann in einem nachgeschalteten Prozessschritt genutzt, um Heißwasser oder Dampf zu erzeugen, siehe auch Abbildung 4-4.



- | | |
|--|---------------------------------|
| 1 – Flammrohr/Verbrennungsraum | 7 – 2. und 3. Rauchgaszug |
| 2 – Wartungs- und Reinigungsöffnungen | 8 – Schauglas |
| 3 – Wassergekühlte Rauchgaswendekammer | 9 – Vorderseite der Brennkammer |
| 4 – Schaugläser | 10 – Wasser- bzw. Dampfraum |
| 5 – Sicherheitsklappe | 11 – Isolierung |
| 6 – Abschwinkbare Wendekammertür | 12 – Dampftrockner |

Abbildung 4-4: Prinzipieller Aufbau eines Dampfkessels [4.8]

Diese räumliche Entkopplung von Verbrennung und Wärmenutzung sowie die erheblich unempfindlichere Natur des Produkts „Heißwasser“ bzw. Dampf legen nahe, dass Dampf- und Heizkessel, verglichen mit Anlagen aus der Glas-, Keramik- oder Metallindustrie, per se unempfindlicher auf Änderungen der Gasbeschaffenheit reagieren. Dennoch lassen sich viele Probleme, die sich aus schwankenden Gasbeschaffenheiten für Feuerungsprozesse in der Thermoprozesstechnik ergeben, auch in Dampf- und Heizkesseln wiederfinden.

Global betrachtet, führt eine Veränderung der chemischen Zusammensetzung des Brenngases zu einer Veränderung der Dichte und des Heizwerts, aber auch zu einer Veränderung des minimalen Luftbedarfs des Brenngases. Viele Heizkessel werden über den Druckverlust des Brenngases an der Düse geregelt, d. h. der eingebrachte Brenngasvolumenstrom wird anhand eines festgelegten Druckverlusts an der Brennerdüse eingestellt, während der Luftvolumenstrom konstant bleibt. Diese Einstellung wird einmal anhand des lokal zum Zeitpunkt der Justage vorliegenden Erdgases vorgenommen. Ändert sich nun die Gaszusammensetzung, kann dies zum einen dazu führen, dass mehr oder weniger Leistung über den Brenner eingebracht wird (da sowohl Dichte als auch Heizwert des Erdgases sich verändert haben können). Zum anderen kann sich aber auch die global am Kessel anliegende Luftzahl verändern, da sich der minimale Luftbedarf des Brenngases verändert hat, während die in den Brennraum eingebrachte Luftmenge konstant bleibt.

In einer von der niederländischen KEMA durchgeführten experimentellen Studie [4.9] wurden die Auswirkungen von Wobbe-Index Schwankungen innerhalb der von EASEE-Gas aufgespannten Grenzen auf eine Reihe von Gebläsebrennern im Kesseln untersucht, wobei die Schwerpunkte der Untersuchungen auf den Schadstoffemissionen (CO, NO_x und unverbrannte Kohlenwasserstoffe) sowie dem Betriebsverhalten (Flammenstabilität, Vibration, „blow-off“) lagen. Die Brenner wurden dazu mit drei Gasen mit unterschiedlichen Wobbe-Indices innerhalb der EASEE-Gas Spezifikationen betrieben.

Es konnte gezeigt werden, dass die Brenner stabil und CO-arm betrieben werden konnten, solange der Restsauerstoffgehalt im Abgas innerhalb gewisser Grenzen (0,5 - 7 Vol.-%) gehalten wurde. Der Restsauerstoffgehalt einer Verbrennung ist bei konstanter Luftzufuhr unmittelbar vom minimalen Luftbedarf und damit von der chemischen Zusammensetzung des Brenngases abhängig. Außerhalb dieser Grenzen wurden bei einigen Brennern zunehmend instabiles Verbrennungsverhalten und ansteigende CO-Emissionen festgestellt, wobei sich Low-NO_x-Brenner als empfindlichsten erwiesen. In einem Fall führte eine Änderung des Brenngases sogar zu einem Abheben der Flamme, woraufhin es zu einer Sicherheitsabschaltung der Anlage kam. Wichtig in diesem Zusammenhang war neben dem Restsauerstoffgehalt vor allem auch, auf welches Gas die Brenner ursprünglich justiert waren. Brenner, die auf ein Gas mit niedrigem oder hohem Wobbe-Index eingestellt waren, erwiesen sich erwartungsgemäß weniger flexibel als Brenner, die für eine mittlere Gasbeschaffenheit justiert waren.

Neben den CO-Emissionen sind insbesondere auch die Stickoxid-Emissionen und die Flammenform von Interesse. Hier konnte im Rahmen der KEMA-Studie kein eindeutiger Zusammenhang festgestellt werden. Einige Brenner reagierten mit deutlich höheren NO_x-Emissionen auf ein höherkalorisches Brenngas, bei anderen blieben die NO_x-Emissionen konstant oder fielen sogar. Generell besteht jedoch bei wechselnden Gasbeschaffenheiten die Gefahr, dass sich aufgrund der veränderten Brenngaseigenschaften höhere Stickoxid-Emissionen einstellen. Wenn der Brenner sowieso schon in der Nähe der Grenzwerte operiert, kann eine Gasbeschaffenheitsänderung schnell zu einer Überschreitung der zulässigen Grenzen führen. Zudem konnte eine Proportionalität zwischen Wobbe-Index und Flammenlänge festgestellt werden, höhere Wobbe-Indices führten zu

längeren Flammen. Je nach konkreter Bauform kann dies schnell zu einer thermischen Überlastung und damit zu Schäden an der Kesselanlage führen. Diese Einschätzung wird auch von anderen Autoren [4.6] bestätigt.

Die niederländische Studie kommt zu dem Schluss, dass Fluktuationen der Gasbeschaffenheit durch aktive Regelungsmaßnahmen kompensiert werden können. Der Restsauerstoffgehalt im Abgas ist hier die entscheidende Größe. Wenn er auf einem definierten Wert gehalten werden kann, kann auf diese Weise sichergestellt werden, dass der Brenner, unabhängig vom anliegenden Wobbe-Index, zufriedenstellend betrieben werden kann. Wie diese Studie zeigt, ist neben einer Verbrennungsgüte (Emissionen) auch immer eine Leistungsregelung sinnvoll, um auch innerhalb der Leistungsspezifikationen zu bleiben.

4.2 Untersuchung von Effekten der Gasbeschaffenheitsschwankungen auf Schadstoffemissionen, Verbrennungseigenschaften, Energieeffizienz, Produktionskapazität und Produktqualität

4.2.1 Untersuchte Gasmatrix und Nomenklatur

Im Projekt wurden zunächst die zu erwartenden Schwankungsbreiten der Gasbeschaffenheit in zukünftigen Gasnetzen untersucht (s. o.). Dabei wurden die Beiträge zu Gasbeschaffenheitsschwankungen durch die Einspeisung von Biogas, LNG, SNG, Lagerstättendiversifizierung sowie Wasserstoff betrachtet. Die Untersuchungen basierten u. a. auf Studien (z. B. Systemanalyse I und II, Projekte der DVGW-Innovationsoffensive), Prognosen und Szenarien im Schrifttum bis 2030 bzw. 2050 und auf dem aktuellen DVGW-Regelwerk (G 260, G 262) [4.10].

Die Abbildung 4-5 enthält einen Auszug der neuen (Gasbeschaffenheit, [4.9]). Sie zeigt die Bereiche für den Wobbe-Index und den Brennwert für H- und L-Gase. Die Gasmischungen in den Verteilernetzen müssen sich innerhalb der dargestellten Grenzen bewegen. Der Wobbe-Index ist ein Kennwert für die Austauschbarkeit von Gasen hinsichtlich der Wärmebelastung der Gasgeräte. Brenngase unterschiedlicher Zusammensetzung zeigen bei gleichem Wobbe-Index sowie unter gleichem Druck (Fließdruck) am Brenner eine annähernd gleiche Wärmebelastung.

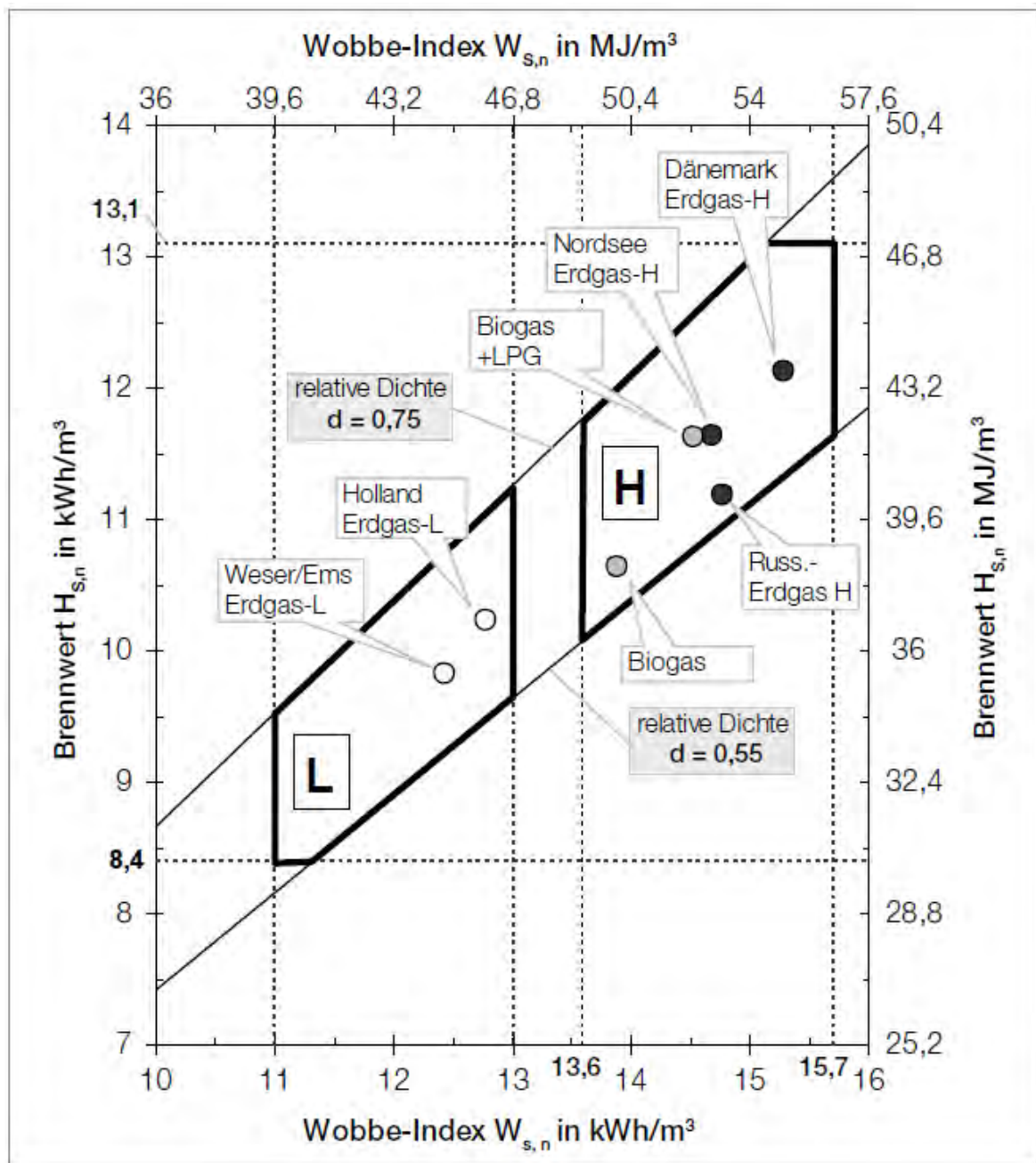


Abbildung 4-5: Brennwert in Abhängigkeit vom Wobbe-Index unter Berücksichtigung der zulässigen Schwankungsbreiten für H- und L-Gase (DVGW G 260, März 2013)

Auf Basis der ermittelten möglichen Schwankungsbreiten für die Gasbeschaffenheit und des DVGW-Regelwerkes wurde eine Matrix verschiedener Gaszusammensetzungen entwickelt, welche die Grenzen der zukünftigen Gasbeschaffenheit berücksichtigt (s. Abbildung 4-6).

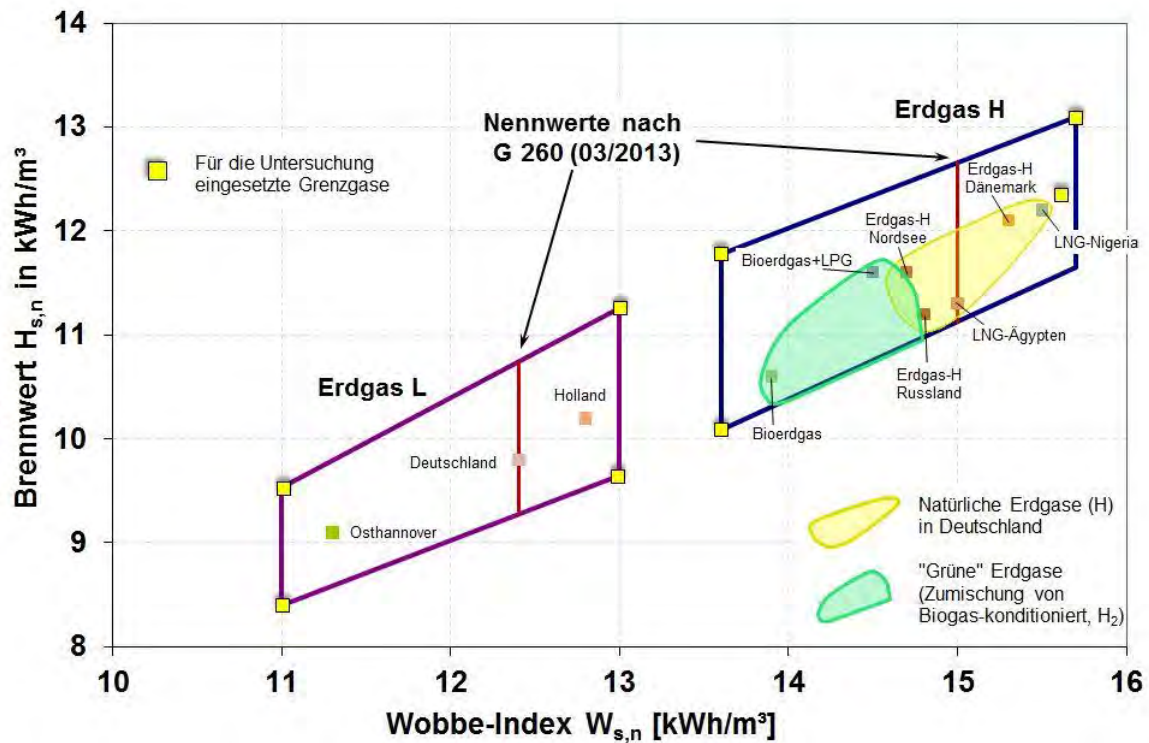


Abbildung 4-6: Matrix der in den Untersuchungen eingesetzten Grenzgas im Vergleich zu den vorkommenden Gasbeschaffensarten

Diese Matrix von Gasmischungen bildet die Grundlage der durchgeführten Berechnungen, Modellierungen und experimentellen Untersuchungen an den Versuchsständen des EBI, des GWI sowie des DBI mit verschiedenen Brenntypen zum Einfluss von Gasbeschaffensschwankungen auf die vorwiegenden Verbrennungsprozesse. Ausführlichere Ergebnisse der Untersuchungen sind im Anhang zusammengestellt.

Für eine neutrale Darstellung der Ergebnisse wurde eine allgemeine Nomenklatur zur Kennzeichnung der unterschiedlichen, verwendeten Brenngasgemische durch die Forschungsstellen eingeführt. Die Kennzeichnung besteht aus der Beschreibung H- oder L-Gas, einer Nummerierung von 1 bis 4 und der Bezeichnung der jeweiligen Forschungseinrichtung. Die Nummerierung erfolgt dabei links unten beginnend im Uhrzeigersinn (siehe Abbildung 4-7). Als Basispunkt bzw. Referenzpunkt werden die jeweils vor Ort anliegenden Grundgase (GWI, DBI) bzw. G20 (EBI) verwendet. Diese sind anstatt einer Nummer mit dem Vermerk „Ref.“ versehen.

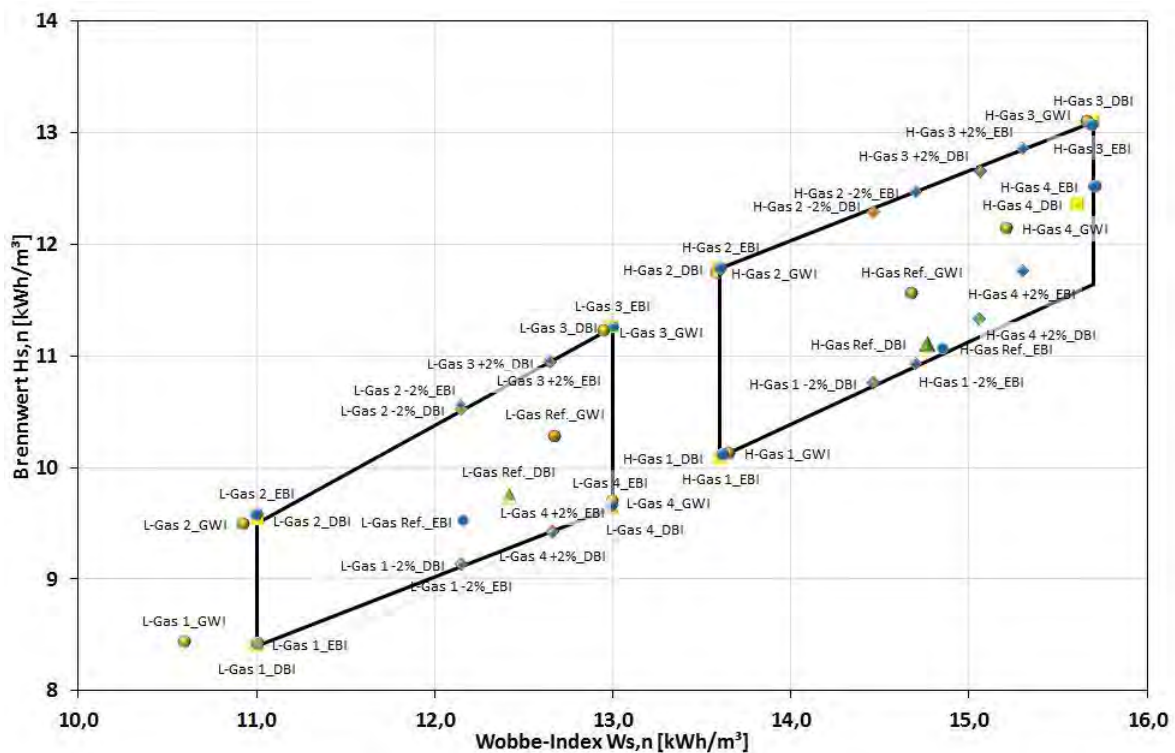


Abbildung 4-7: Darstellung der untersuchten Gaszusammensetzungen an den 3 Forschungsstellen

Eine umfassende tabellarische Darstellung der Messpunkte ist unter Anhang IV abgelegt.

4.2.2 Theoretische Berechnungen und Laboruntersuchungen

Durch die zahlreichen Komponenten sind sehr viele Mischungen möglich, durch Empfindlichkeitsanalysen im Vorfeld der Verbrennungsexperimente wurde die Zahl der Gasmischungen und damit auch die Zahl der zugehörigen Experimente entsprechend dem vorigen Abschnitt und der Abbildung 4-7 reduziert. Hier wurde die Gaszusammensetzung als Funktion der Majoritätenkomponenten (CH_4 , H_2 , CO , CO_2 , C_3H_8 , C_4H_{10} , N_2 , O_2) entsprechend den Gasbeschaffenheitsschwankungen aus AP 1 variiert.

Im Folgenden soll nicht auf grundlegende verbrennungstechnische Berechnungen eingegangen werden. Diese sind in der Fachliteratur nachzulesen. Nachstehend beschriebene Berechnungen dienen den Vorbetrachtungen der an den einzelnen Forschungsstellen an Labor- und speziell an Industriebrennern durchgeführten Versuche. Weiterhin wurden verbrennungstechnische Untersuchungen an Laborbrennern durchgeführt, die durch detaillierte Verbrennungssimulationen begleitet wurden. Die Verbrennungssimulationen wurden mit dem Softwarepaket Cantera [4.11] durchgeführt, zum Einsatz kam der detaillierte GRI 3.0 Mechanismus [4.12]. Es wurden laminare und vorgemischte Flammen berechnet.

Die Zielsetzungen dieser Laboruntersuchungen an kleinen Modellflammen sind:

- Können die Versuche an Modellflammen zu einem besseren Verständnis der Effekte durch Gasbeschaffenheitsschwankungen beitragen?

- In welchem Umfang sind die kleinen Flammen als Ersatzversuche für kostspieligere Versuche an leistungsstarken Industriebrennern geeignet?
- Wie weit können Verbrennungssimulationen als verlässliche Werkzeuge zur Untersuchung von Gasbeschaffenheitsschwankungen eingesetzt werden?
- Welche experimentellen Daten können mit marktverfügbarer Messtechnik gewonnen werden?

Zur Simulation von Flammen [4.13] und auch zur Auswertung der OH*-Signale [4.14] sei auf die angeführte Literatur verwiesen. Zur letzten Frage wurde auch ein optisches Messverfahren bei den Laboruntersuchungen getestet, das im UV-Bereich mit vergleichsweise kostengünstiger Messtechnik die Aufnahme von zwei Emissionsbanden des OH*-Radikals ermöglichte. Neben den quantitativen Informationen über die Intensitätsmessungen, waren mit der Messtechnik als bildgebendes Verfahren Flammenstrukturen und -stabilitäten quantifizierbar. Letzteres wurde genutzt, um anhand eines Flammenscreenings möglichst stabile, wenig flackernde Labor-Vormischflammen und Diffusionsflammen auszuwählen.

4.2.2.1 Betrachtete Gase für die theoretischen und praktischen Untersuchungen

Nachfolgende Tabelle 4-1 und Tabelle 4-2 zeigen die Testgaszusammensetzungen an der Forschungsstelle EBI mit dem Brennwert H_s und dem Wobbeindex W_s . Die Gaszusammensetzungen wurden so gewählt, dass sie mit dem unten vorgestellten Gasmischer in Abbildung 4-25 realisiert werden konnten. Gegenstand der Untersuchungen waren die H-Gase, da der Vergleich zu den Industriebrennerversuchen mit hauptsächlich H-Gas-Testgasen für die Methodenevaluierung im Vordergrund stand. Alle Referenz- und Testgase wurden über Flaschengase bereitgestellt, als Referenzgas für H-Gas diente das Normprüfgas G 20 (Methan 2.5). Gasbeschaffenheitsschwankungen aufgrund variierender Erdgasbeschaffenheit waren daher bei den Laborversuchen ausschließbar. In Abbildung 4-8 waren die Effekte der Brenngaszusammensetzung in Abhängigkeit von einer Grundeinstellung ($\lambda = 1,08; 1,15; 1,2$ und $1,3$) in Form der tatsächlichen rechnerischen Luftzahl für Vormischflammen aufgeführt, wenn keine Luftkonstanthaltung vorgenommen wurde. Selbst bei Gasbeschaffenheitsschwankungen im $\pm 2\%$ - W_s -Band zeigten sich deutliche Luftzahleffekte.

Tabelle 4-1: Zusammensetzung, Brennwert und Wobbe-Index der Testgase der Forschungsstelle EBI innerhalb der Grenzwerte für H_s und W_s der G 260

Gaskomponenten	Summenformel	H-Gas	H-Gas	H-Gas	H-Gas	H-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas
		Ref. EBI	3_EBI	4_EBI	2_EBI	1_EBI	Ref. EBI	3_EBI	4_EBI	2_EBI	1_EBI
		x_i in Mol-%					x_i in Mol-%				
Methan	CH ₄	100,0	67,1	76,3	53,7	89,8	86,0	59,5	76,8	44,7	71,1
Stickstoff	N ₂	0,0	2,4	0,0	14,8	5,2	14,0	17,6	8,0	27,8	17,9
Ethan	C ₂ H ₆	0,0	5,5	2,0	6,5	0,0	0,0	8,9	2,0	7,5	1,0
Propan	C ₃ H ₈	0,0	15,0	12,0	15,0	0,0	0,0	10,0	1,2	10,0	0,0
Wasserstoff	H ₂	0,0	10,0	10,0	10,0	5,0	0,0	4,0	12,0	10,0	10,0
Brennwert /kWh/m ³	H_s	11,06	13,07	12,52	11,78	10,11	9,52	11,27	9,65	9,57	8,42
Wobbe-Index /kWh/m ³	W_s	14,85	15,69	15,70	13,61	13,61	12,16	13,00	12,99	11,00	11,00

Tabelle 4-2: Zusammensetzungen, Brennwert und Wobbe-Index der Testgase
Forschungsstelle EBI innerhalb eines $\pm 2\%$ W_s -Bandes

Gaskomponenten	Summenformel	H-Gas 3	H-Gas 4	H-Gas 2 -	H-Gas 1 -	L-Gas 3	L-Gas 4	L-Gas 2 -	L-Gas 1 -
		+2% EBI	+2% EBI	2% EBI	2% EBI	+2% EBI	+2% EBI	2% EBI	2% EBI
		x _i in Mol-%				x _i in Mol-%			
Methan	CH ₄	62,1	76,5	58,8	98,5	56,9	82,3	47,2	76,3
Stickstoff	N ₂	4,8	0,0	8,2	1,0	19,0	9,0	22,3	12,0
Ethan	C ₂ H ₆	10,0	10,0	10,0	0,0	6,0	2,0	9,0	1,7
Propan	C ₃ H ₈	13,1	3,6	13,0	0,0	11,7	12,0	11,5	0,0
Wasserstoff	H ₂	10,0	10,0	10,0	0,6	6,0	8,5	10,0	10,0
Brennwert	H _s	12,86	11,76	12,47	10,93	10,97	9,41	10,57	9,13
Wobbe-Index	W _s	15,30	15,30	14,70	14,70	12,64	12,66	12,14	12,15

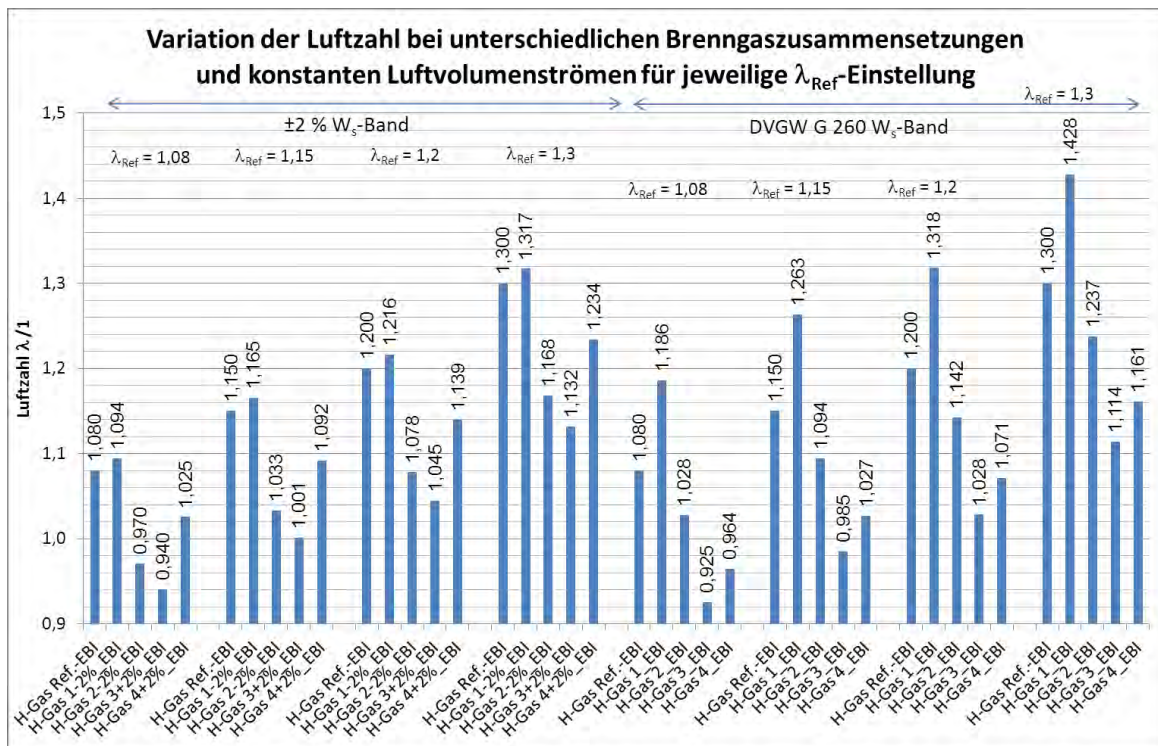


Abbildung 4-8: Änderung der Luftzahl in Abhängigkeit vom Brenngas und der Luftzahleinstellung für das Referenzgas H-Gas Ref._EBI

Die am DBI untersuchten Gasgemische sind in der Tabelle 4-3 und in Abbildung 4-9 aufgeführt (siehe dazu auch Anhang IV). Die Punkte H-Gas 3_DBI und H-Gas 1_DBI stehen dabei für das höchstkalorische und niedrigste kalorische Brenngas im H-Gas-Kennfeld. Die im Weiteren beschriebenen Messungen zu diesen Punkten ermöglichen eine Abschätzung möglicher Folgen für die Industriekessel unter Extrembedingungen.

Tabelle 4-3: Betrachtete Gasgemische DBI

		H-Gas				
		Ref. DBI	H-Gas 3 DBI	H-Gas 4 DBI	H-Gas 2 DBI	H-Gas 1 DBI
Gaskomponente n	Symbol	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]
Methan	CH4	98,0358	69,0172	76,4679	70,0466	82,0069
Stickstoff	N2	0,7724	2,9938	0,6025	15,0519	5,9961
Kohlenstoffdioxid	CO2	0,0316	0,0222	0,0246	0,0226	0,0264
Ethan	C2H6	0,8236	0,5798	0,6424	0,5885	0,6889
Propan	C3H8	0,2409	17,8696	12,1879	13,9221	2,0015
n-Butan	n-C4H10	0,0389	0,0274	0,0303	0,0278	0,0325
2-Methylpropan	i-C4H10	0,0409	0,0288	0,0319	0,0292	0,0342
n-Pentan	n-C5H12	0,0063	0,0044	0,0049	0,0045	0,0053
2-Methylbutan	i-C5H12	0,0074	0,0052	0,0058	0,0053	0,0062
n-Hexan	n-C6H14	0,0021	0,0015	0,0016	0,0015	0,0018
Wasserstoff	H2	0,0000	9,4500	10,0000	0,3000	9,2000
Brennwert	Hs	11,11	13,10	12,36	11,78	10,09
Wobbe-Index	Ws	14,76	15,70	15,61	13,59	13,60

		L-Gas				
		Ref. DBI	L-Gas 3 DBI	L-Gas 4 DBI	L-Gas 2 DBI	L-Gas 1 DBI
Gaskomponenten	Symbol	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]
Methan	CH4	85,9774	60,4421	69,5557	55,7134	62,7635
Stickstoff	N2	12,9774	26,4231	18,3987	35,2094	27,2735
Kohlenstoffdioxid	CO2	0,0277	0,0195	0,0224	0,0180	0,0202
Ethan	C2H6	0,7223	0,5078	0,5843	0,4680	0,5273
Propan	C3H8	0,2113	12,5485	1,3709	8,5369	0,1542
n-Butan	n-C4H10	0,0341	0,0240	0,0276	0,0221	0,0249
2-Methylpropan	i-C4H10	0,0359	0,0252	0,0290	0,0232	0,0262
n-Pentan	n-C5H12	0,0055	0,0039	0,0045	0,0036	0,0040
2-Methylbutan	i-C5H12	0,0065	0,0046	0,0053	0,0042	0,0047
n-Hexan	n-C6H14	0,0018	0,0013	0,0015	0,0012	0,0013
Wasserstoff	H2	0,0000	0,0000	10,0000	0,0000	9,2000
Brennwert	Hs	9,74	11,26	9,64	9,53	8,40
Wobbe-Index	Ws	12,42	13,00	12,99	11,01	11,00

		H-Gas 3	H-Gas 4	H-Gas 2-	H-Gas 1-	L-Gas 3	L-Gas 4	L-Gas 2-	L-Gas 1-
		+2% DBI	+2% DBI	2% DBI	2% DBI	+2% DBI	+2% DBI	2% DBI	2% DBI
Gaskomponenten	Symbol	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]	x_i [mol%]
Methan	CH4	76,4679	82,3501	74,9974	83,7226	53,4779	71,0001	58,3787	68,7819
Stickstoff	N2	6,1025	0,6488	9,5909	2,5596	27,0719	20,0167	30,2117	22,3819
Kohlenstoffdioxid	CO2	0,0246	0,0265	0,0242	0,0270	0,0172	0,0229	0,0188	0,0222
Ethan	C2H6	0,6424	0,6918	0,6301	0,7034	0,4493	0,5965	0,4904	0,5778
Propan	C3H8	14,1879	6,2024	13,6843	3,7057	13,9314	0,1745	10,8435	0,1690
n-Butan	n-C4H10	0,0303	0,0327	0,0298	0,0332	0,0212	0,0282	0,0232	0,0273
2-Methylpropan	i-C4H10	0,0319	0,0344	0,0313	0,0349	0,0223	0,0296	0,0244	0,0287
n-Pentan	n-C5H12	0,0049	0,0053	0,0048	0,0054	0,0034	0,0046	0,0038	0,0044
2-Methylbutan	i-C5H12	0,0058	0,0062	0,0057	0,0063	0,0040	0,0054	0,0044	0,0052
n-Hexan	n-C6H14	0,0016	0,0018	0,0016	0,0018	0,0011	0,0015	0,0013	0,0015
Wasserstoff	H2	2,5000	10,0000	1,0000	9,2000	5,0000	8,1200	0,0000	8,0000
Brennwert	Hs	12,65	11,33	12,29	10,76	10,94	9,43	10,52	9,13
Wobbe-Index	Ws	15,06	15,06	14,47	14,46	12,65	12,66	12,14	12,15

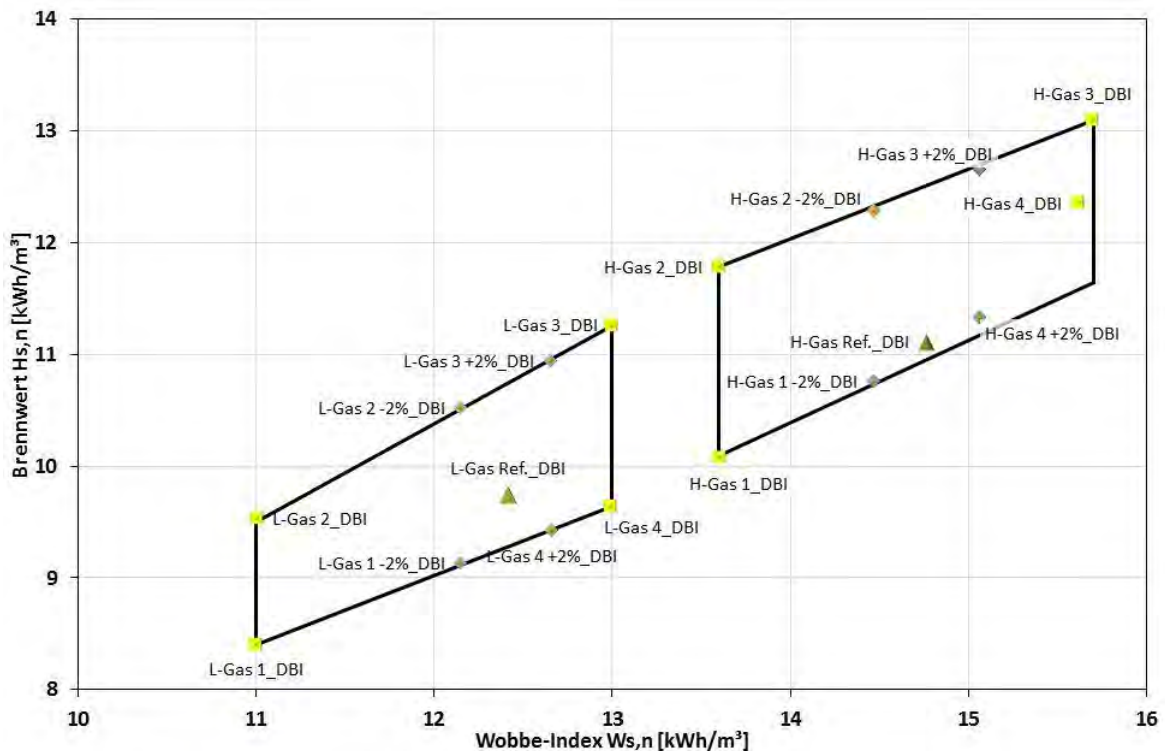


Abbildung 4-9: Gasmatrix der Forschungsstelle DBI mit Nomenklatur der einzelnen Messpunkte im DVGW G 260 - Schwankungsbereich

Es ist dabei zu beachten, dass die linke untere Ecke des Kennfeldes nicht durch das Gasgemisch H-Gas 4_DBI dargestellt werden kann (Abbildung A 4-1 in Anhang IV). Das ist den technischen Grenzen der Gasmischeinrichtung geschuldet.

Aufgrund der Analogie des Brennerverhaltens zwischen L-Gas und H-Gas wird in den weiteren Ausführungen nur H-Gas betrachtet. Ergebnisse für durchgeführte Messungen im L-Gas-Kennfeld sind an den entsprechenden Stellen mit im Anhang abgelegt.

4.2.2.2 Theoretische Berechnungen

4.2.2.2.1 Berechnung der Flammgeschwindigkeit

Die Flammgeschwindigkeit kennzeichnet die Fortpflanzungsgeschwindigkeit der Verbrennungsreaktion in einem Brenngas-Luft-Gemisch. Sie wird stark von der Zusammensetzung des Brenngases beeinflusst und stellt ein wesentliches Kriterium zur Beschreibung der Stabilität einer Gasflamme dar. Unter Verwendung folgender Formel kann diese näherungsweise für laminare Flammen bei optimalen Bedingungen berechnet werden [4.15].

$$v_{Zünd} = \frac{2,8 \cdot \sum_{i=1}^n y_B(i) \cdot F_i}{l_{min,tr} + 1 + 5 \cdot y_B(inert) - 18,8 \cdot y_B(O_2)} \quad (1)$$

Der Weaver-Faktor F_i ist ein Maß für die Reaktionsfreudigkeit eines Gases. Treten Gase mit einem hohen Weaver-Faktor in großen Mengen im Brenngasgemisch auf, wird die

Flammgeschwindigkeit einen entsprechend hohen Wert annehmen. Die Weaver-Faktoren der in den verwendeten Mischgasen vorkommenden Einzelgase sind in Tabelle 4-4 aufgelistet.

Tabelle 4-4: Weaver-Faktoren einzelner Gase zur Berechnung der Flammgeschwindigkeit [4.15]

Einzelgas	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈
Weaver-Faktor F _i	399	148	301	387

Reiner Wasserstoff besitzt eine maximale Flammgeschwindigkeit von etwa 350 cm/s. Eine Erhöhung des Wasserstoffanteils im Mischgas verursacht dementsprechend eine deutliche Zunahme der Flammgeschwindigkeit. Außerdem gilt, je höher die Flammgeschwindigkeit, desto stabiler wird die Flamme. Eine Erdgasflamme mit einem hohen Methananteil ist demnach weniger stabil als eine Wasserstoffflamme.

Die folgende Abbildung 4-10 für die betrachteten Brenngase des H-Gas-Kennfeldes und Abbildung 4-11 für die betrachteten Brenngase des L-Gas-Kennfeldes stellen vergleichend die berechneten Flammgeschwindigkeiten (Zündgeschwindigkeit) in cm/s dar.

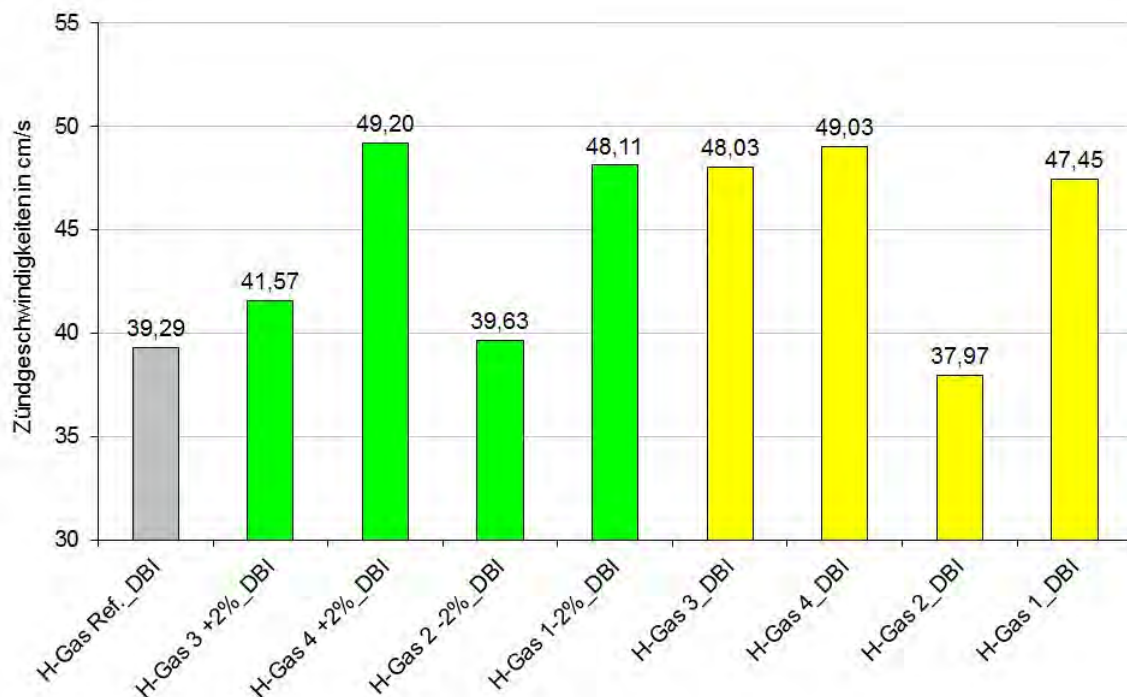


Abbildung 4-10: Vergleich der Flammgeschwindigkeiten in cm/s für die betrachteten Brenngasgemische im H-Gas-Kennfeld

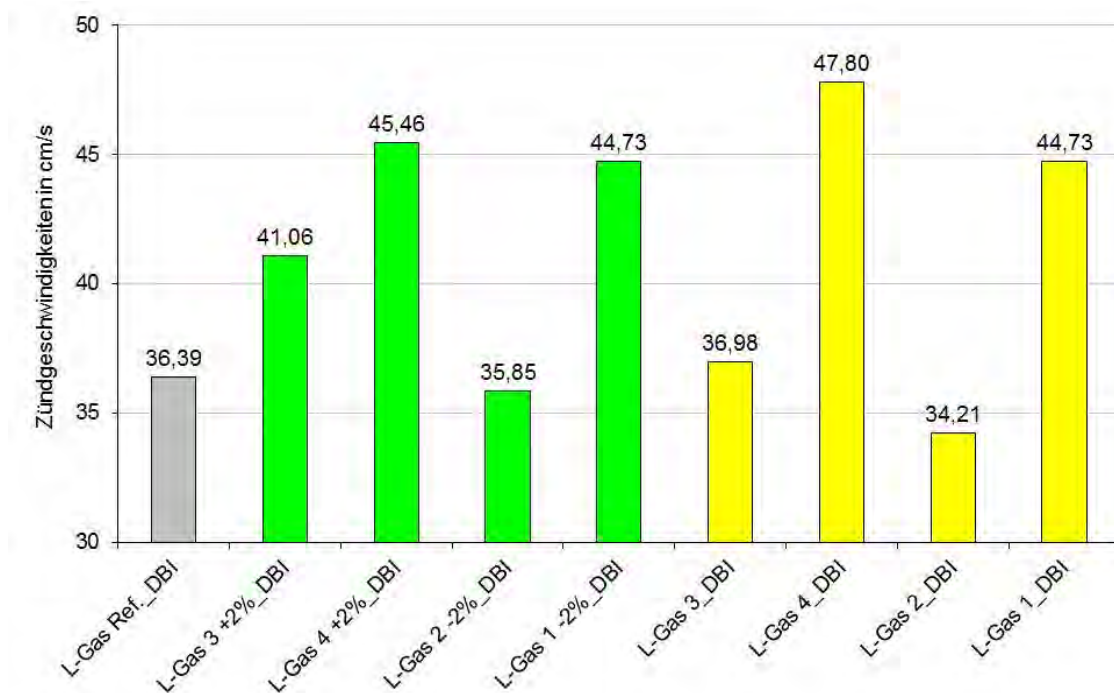


Abbildung 4-11: Vergleich der Flammgeschwindigkeiten in cm/s für die betrachteten Brenngasgemische im L-Gas-Kennfeld

4.2.2.2 Berechnung der Verbrennungstemperatur

Zur Vereinfachung der Berechnung wird festgelegt, dass bei den betrachteten Verbrennungen kein Wärmeaustausch mit der Umgebung stattfindet. Mit Hilfe der Annahme adiabater Bedingungen kann die theoretisch mögliche Verbrennungstemperatur bestimmt werden. Dazu wird die Energiebilanz des Verbrennungsvorgangs aufgestellt.

$$H_{i,B} + h_B + h_L \cdot l_f = H_{i,V} \cdot v_f + h_V \cdot v_f \quad (2)$$

Auf der linken Seite der Bilanz entfallen die Terme der Brenngas- (h_B) und der Luftenthalpie ($h_L \cdot l_f$), da Brenngas und Verbrennungsluft dem Brennraum bei Umgebungstemperatur zugeführt werden. Es findet keine Luftvorwärmung statt. Bei einer Bezugstemperatur von 25 °C besitzen diese keine „fühlbare“ Enthalpie. Des Weiteren wird festgelegt, dass es sich um eine vollkommene Verbrennung handelt. Aus diesem Grund entfällt auf der rechten Seite der Bilanz der Heizwertterm ($H_i \cdot v_f$), da das Verbrennungsgas (Abgas) in diesem Fall keine brennbaren Gasbestandteile beinhaltet. Somit ergibt sich eine vereinfachte Form der Gleichung:

$$H_{i,B} = h_V \cdot v_f \quad (3)$$

Der Heizwert des Brenngases wird nach der Mischungsregel berechnet.

$$H_{i,B} = \sum y_B(i) \cdot H_i(i) \quad (4)$$

Die Heizwerte der Einzelgase im Normzustand sind in der nachstehenden Tabelle 4-5 aufgelistet.

Tabelle 4-5: Heiz- und Brennwerte der brennbaren Komponenten im Gasgemisch [4.16]

Gas	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	H ₂	CO
Heizwert H _i in MJ/m ³	35,894	64,382	93,118	123,857	10,782	12,634
Brennwert H _s in MJ/m ³	39,831	70,333	101,142	134,115	12,745	12,634

Durch Umstellen der Gleichung 3 und Einsetzen des berechneten Heizwertes sowie der in der Gasanalyse ermittelten feuchten Verbrennungsgasmenge ergibt sich die Enthalpie des Verbrennungsgases bei einer bestimmten Verbrennungstemperatur.

$$h_V = \frac{H_{i,B}}{v_f} \quad (5)$$

Mit Hilfe der berechneten Enthalpie kann durch Iteration auf die theoretische (adiabate) Verbrennungstemperatur geschlossen werden. Durch Anwendung der Mischungsregel wird für ausgewählte Temperaturen, die im erwarteten Bereich der Verbrennungstemperatur liegen, die Enthalpie der Verbrennungsgase berechnet.

$$h_{V,t} = \sum_{j=1}^n h_j \cdot r(j)_f \quad (6)$$

Die Enthalpien der Verbrennungsgaskomponenten h_j sind für verschiedene Temperaturen im Anhang IV aufgelistet.

Die Zusammensetzung der Verbrennungsgase ergibt sich aus der Gasanalyse. Anhand der ermittelten temperaturspezifischen Enthalpien wird anschließend durch die Wahl geeigneter Temperaturgrenzen iterativ die adiabate Verbrennungstemperatur bestimmt.

Wahl der Temperaturgrenzen: $h_{V,t1} < h_V < h_{V,t2} \rightarrow t_1 < t_V < t_2$

$$t_{V,adiabat} = t_1 + \frac{h_V - h_{V,t1}}{h_{V,t2} - h_{V,t1}} \cdot (t_2 - t_1) \quad (7)$$

Die bei der Verbrennungsreaktion erreichte Temperatur kann maximal dieser berechneten, adiabaten Verbrennungstemperatur oder auch Flammentemperatur, entsprechen. Nach Fleischmann [4.17] gilt für das Beispiel der Glasschmelzwanne näherungsweise, dass die mittlere, reale Flammentemperatur etwa dreiviertel der adiabaten Temperatur beträgt. Dieser Zusammenhang wird zur besseren Vergleichbarkeit der berechneten und der im Versuch gemessenen Temperaturen auch für das untersuchte Prüfflammrohr angenommen.

$$t_{V,real} = 0,75 \cdot t_{V,adiabat} \quad (8)$$

Für den Fall der definierten Wärmenutzung in einem Industriekessel, lässt sich diese Wärme konkret bilanzieren (siehe praktische Versuche mit Brennwertkessel). Die reale Temperatur lässt sich hier nach allgemeiner Formel berechnen [4.18].

$$t_{V,real} = t_1 + \frac{(H_i + h_B + h_L - Q_{ab} - H_{UV}) - h_{V,t1}}{h_{V,t2} - h_{V,t1}} \cdot (t_2 - t_1) \quad (9)$$

Wie eingangs festgelegt, findet keine Brenngas- bzw. Luft-Vorwärmung statt. Die Terme h_B und h_L können daher vernachlässigt werden. Da bei den Versuchen von einer vollkommenen Verbrennung ausgegangen wird, können die Energieverluste (h_{UV}) durch unverbrannte Brennstoffe vernachlässigt werden. Die ausgekoppelte und bilanzierte thermische Energie ist in der Formel als Q_{AB} dargestellt.

$$t_{V,real} = t_1 + \frac{(H_i - Q_{ab}) - h_{V,t1}}{h_{V,t2} - h_{V,t1}} \cdot (t_2 - t_1) \quad (10)$$

Im Folgenden werden für die jeweiligen Brenngasgemische die so berechneten Verbrennungstemperaturen grafisch dargestellt. Es werden jeweils (Abbildung 4-12 H-Gas, Abbildung 4-13 L-Gas) die Temperaturen bei konstanter Luftzahl $\lambda = 1,15$ bzw. bei konstanter Luftmenge verglichen. Im Gegensatz zur konstanten Luftzahl sind bei konstanter Luftmenge deutliche Temperaturunterschiede zwischen den einzelnen Brenngasgemischen festzustellen. L- und H-Gas unterscheiden sich hier lediglich beim Temperaturniveau.

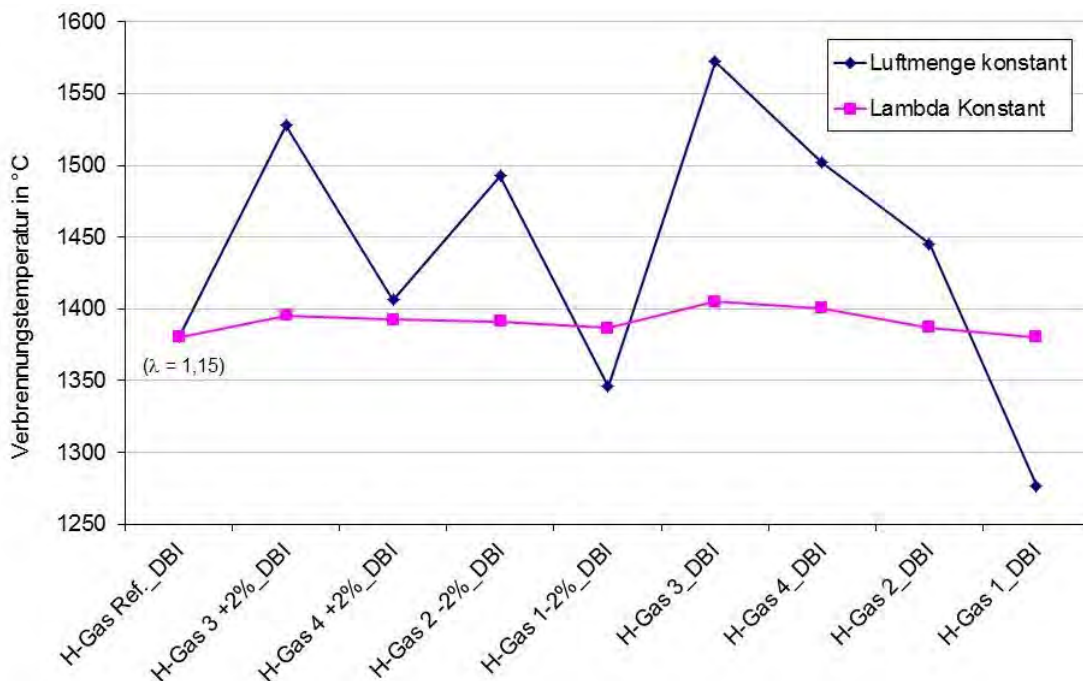


Abbildung 4-12: Vergleich der Verbrennungstemperaturverläufe in °C der betrachteten Brenngasgemische im H-Gas-Kennfeld bei konstanter Luftmenge und bei konstanter Luftzahl ($\lambda = 1,15$)

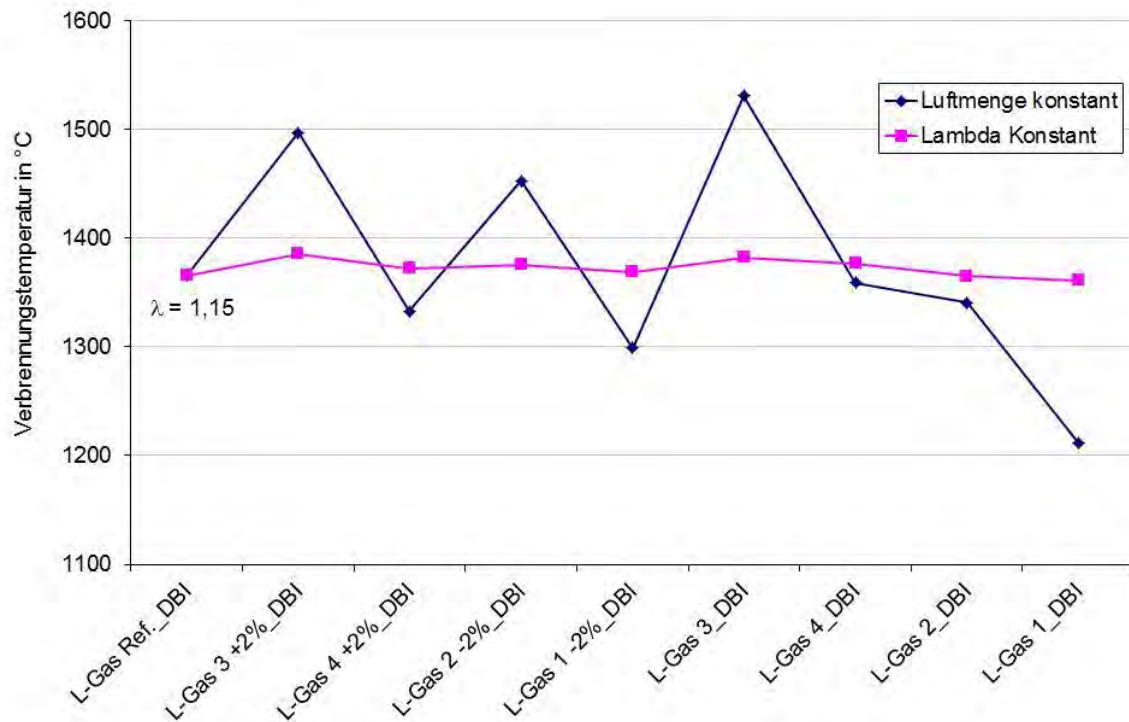


Abbildung 4-13: Vergleich der Verbrennungstemperaturverläufe in °C der betrachteten Brenngasgemische im L-Gas-Kennfeld bei konstanter Luftmenge und bei konstanter Luftzahl ($\lambda = 1,15$)

4.2.2.2.3 Berücksichtigung der thermischen Dissoziation der Verbrennungsgase

Unter dem Vorgang der thermischen Dissoziation wird die Aufspaltung von Molekülen in kleinere Verbindungen verstanden. Diese wurde bei den detaillierten Verbrennungssimulationen zu den Laborflammen allgemein, d. h. ohne Reduzierung des Mechanismus, berücksichtigt.

Im betrachteten Fall sind die Verbrennungsgase Kohlendioxid und Wasserdampf von diesem Effekt betroffen. Kohlendioxid reagiert unter Abspaltung von Sauerstoff zu Kohlenmonoxid, aus Wasserdampf entsteht durch Abspaltung von Sauerstoff Wasserstoff. Die Berücksichtigung dieses Effektes ist allerdings stark vereinfacht, da die Zunahme des Sauerstoffanteils im Verbrennungsgas vernachlässigt wird. Der Einfluss der Dissoziation wird ab einer Temperatur von etwa 1500 °C spürbar [4.15]. Je höher die Verbrennungstemperatur im Brennraum steigt, desto größer wird der Einfluss der Dissoziation und auch der Anteil der unerwünschten Komponenten Kohlenmonoxid und Wasserstoff im Verbrennungsgas. Der Anteil der Verbrennungsgas-komponente, der durch thermische Dissoziation umgewandelt wird, bezeichnet man als Dissoziationsgrad ϕ . Im Anhang IV sind die Dissoziationsgrade von Kohlendioxid und Wasserdampf für verschiedene Temperaturen in Abhängigkeit vom Partialdruck des Einzelgases im Verbrennungsgas dargestellt. Mit deren Hilfe kann die Verbrennungsgasanalyse unter Berücksichtigung der thermischen Dissoziation korrigiert werden.

Durch Multiplikation des Dissoziationsgrades mit dem Anteil der Gaskomponente im Verbrennungsgas wird der Anteil der durch Dissoziation entstandenen Komponente ermittelt.

$$r(CO) = \varphi_{CO_2} \cdot r(CO_2) \quad (11)$$

$$r(H_2) = \varphi_{H_2O} \cdot r(H_2O) \quad (12)$$

Der Anteil von Kohlendioxid beziehungsweise Wasserdampf im Verbrennungsgas muss entsprechend um den oben berechneten Wert korrigiert werden.

$$r(CO_2, diss) = r(CO_2) - r(CO) \quad (13)$$

$$r(H_2O, diss) = r(H_2O) - r(H_2) \quad (14)$$

Für die veränderte Verbrennungsgaszusammensetzung werden anschließend unter Vorgabe der zu erwartenden Temperaturen die entsprechenden Enthalpien nach der Mischungsregel (Gleichung 6) berechnet. Durch die Dissoziation wird ein Teil der „fühlbaren“ Enthalpie in chemisch gebundene Enthalpie (Heizwert) umgewandelt. Die Enthalpie des Verbrennungsgases wird um den Betrag des Heizwertes erhöht, welcher sich mit Hilfe der nachstehenden Gleichung ergibt.

$$h_{V,diss,ges} = h_{V,diss} + H_{iV} \quad (15)$$

Somit ergeben sich für die erwarteten Temperaturen spezifische Enthalpiewerte. Anschließend kann, wie bereits bei der Berechnungsvariante ohne Dissoziation beschrieben, die theoretische Verbrennungstemperatur unter Berücksichtigung der thermischen Dissoziation durch Iteration in den gewählten Temperaturgrenzen nach Gleichung 7 ermittelt werden.

Die Ergebnisse der beschriebenen Simulationsrechnungen sind in Anhang VII dargestellt.

4.2.2.2.4 Verbrennungssimulation mit der Software „Aspen Plus“

Die Software „Aspen Plus“ ist ein weit verbreitetes Programmsystem der Firma Aspen Technology, Inc. auf dem Gebiet der Fließschema-Simulation (Flowsheeting Simulation). Aspen Plus ermöglicht die stationäre verfahrenstechnische Simulation von Trenn- und Stoffumwandlungsprozessen mit kontinuierlichen Stoff- und Energieströmen. Zum Einsatz kommt es für die Berechnung von chemischen und petrochemischen Anlagen, biochemischen Prozessen, thermodynamischen Phasengleichgewichten, Kreisprozessen und thermischen Kraftwerken. In der Hauptsache wird Aspen Plus für die Auslegung von thermischen Trennprozessen, die Berechnung von Phasengleichgewichten (VLE, LLE, VLLE) sowie die chemische Reaktionstechnik benutzt.

Auf Grund der im Vorfeld durchgeführten Simulationsrechnungen wurden für die Simulationen der Gasanwendung „Industriekessel“ mittels Aspen Plus nur 5 Punkte der Gasmatrix ausgewählt. Es handelt sich dabei um das in Freiberg anliegende Grundgas, dem Referenzpunkt und die 4 „Grenzgaspunkte“, welche in einem 2 %-Band um den Referenzpunkt liegen (siehe Gasmatrix).

Dazu wurde der in der Software vorprogrammierte Gibbs-Reaktor verwendet. Dieser ermöglicht unter Vorgabe der Eintrittsparameter von Luft und Brenngas in den Reaktor die Berechnung der sich austrittsseitig ergebenden Verbrennungsgaszusammensetzung sowie der Verbrennungs-

temperatur. Der Gibbs-Reaktor simuliert dabei alle möglichen Reaktionen, die im Inneren der Brennkammer ablaufen können, bis sich bei minimaler Gibbs-Energie ein chemisches und energetisches Gleichgewicht eingestellt hat.

Die Eingangsparameter der Luft- und Brenngaszuführung zeigt die Tabelle 4-6. Diese sind für alle betrachteten Brenngase gleich und wurden vor dem Start der Simulation in das Programm eingegeben. Die Simulationen wurden bei konstanter Luftmenge durchgeführt (siehe Anhang VII: Variante 1).

Tabelle 4-6: Verwendete Eintrittsparameter von Luft und Brenngas in den Gibbs-Reaktor bei der Verbrennungssimulation in Aspen Plus

	Brenngas	Luft
Temperatur [°C]	25	25
Druck [bar]	1,013	1,013
Volumenstrom [m ³ /h]	10	110

Außerdem wird vor jeder Simulation mit reduziertem Mechanismus die Zusammensetzung des jeweiligen Brenngases eingegeben und festgelegt, welche Reaktionsprodukte sich im Reaktor bilden können. Zur besseren Vergleichbarkeit mit den Berechnungsergebnissen wird auch hier die Vereinfachung getroffen, dass die Verbrennungsluft aus den Komponenten Stickstoff (79 %) und Sauerstoff (21 %) besteht.

Um die Ergebnisse der Simulation besser mit den Ergebnissen der Verbrennungsrechnung ohne Berücksichtigung der Dissoziation vergleichen zu können, wird festgelegt, dass sich im Verbrennungsgas ausschließlich Stickstoff, Kohlendioxid, Sauerstoff und Wasserdampf bilden können. In diesem Fall wird eine vollkommene Verbrennung ohne Auftreten von thermischen Dissoziationsvorgängen im Verbrennungsgas simuliert. In der folgenden Tabelle 4-7 sind sowohl die in Aspen Plus simulierten als auch die berechneten Verbrennungstemperaturen aufgelistet. Die Zusammensetzung des Abgases wird an dieser Stelle nicht betrachtet.

Tabelle 4-7: Vergleich der Verbrennungstemperaturen aus der Simulation mit Aspen Plus mit den berechneten Verbrennungstemperaturen ohne Berücksichtigung von Dissoziationsvorgängen für ausgewählte H-Gase; Luftmenge ist konstant

	AspenPlus (4 mögliche Produkte)	Verbrennungsrechnung ohne Diss.
	Verbrennungstemperatur [°C]	Verbrennungstemperatur [°C]
H-Gas Ref._DBI	1855,3	1839,1
H-Gas 3+2%_DBI	2046,6	2034,7
H-Gas 4+2%_DBI	1884,2	1873,2
H-Gas 2-2%_DBI	1999,7	1988,2
H-Gas 1-2%_DBI	1808,3	1792,7

In einer zweiten Simulationsreihe wird angenommen, dass im Verbrennungsgas Dissoziationsvorgänge sowie Stickoxidbildung auftreten können. Dementsprechend wird vor Beginn der Simulation festgelegt, dass sich neben den oben aufgeführten Verbrennungsprodukten die unerwünschten Gase Kohlenmonoxid, Wasserstoff sowie Stickstoffmonoxid und -dioxid im Reaktor bilden können. Erfahrungsgemäß haben geringe Stickoxidanteile im Verbrennungsgas kaum Auswirkungen auf die Wärmebilanz. Die mit der Software simulierten Verbrennungstemperaturen sind in der anschließenden Tabelle 4-8 den berechneten Temperaturen unter Berücksichtigung der Dissoziation gegenübergestellt.

Tabelle 4-8: Vergleich der Verbrennungstemperaturen aus der Simulation mit Aspen Plus mit den berechneten Verbrennungstemperaturen unter Berücksichtigung von Dissoziationsvorgängen im Verbrennungsgas für ausgewählte H-Gase; Luftmenge ist konstant

	AspenPlus (mit therm. Dissoziation)	Verbrennungsrechnung mit Diss.
	Verbrennungstemperatur [°C]	Verbrennungstemperatur [°C]
H-Gas Ref._DBI	1832,7	1798,9
H-Gas 3+2%_DBI	1967,1	1951,0
H-Gas 4+2%_DBI	1857,7	1825,8
H-Gas 2-2%_DBI	1941,6	1918,9
H-Gas 1-2%_DBI	1791,0	1762,4

4.2.2.2.5 Flammenlänge

Die Flammenlänge ist entscheidend für den Ausbrand des Brennstoffs. Wenn sich die Flamme nicht vollständig ausbreiten kann, verbrennt der Brennstoff unvollständig und es kommt zur vermehrten Schadstoffbildung im Abgas.

Des Weiteren ist der Abstand zwischen Flamme und Wärmeübertrager entscheidend. Wenn dieser Abstand zu gering wird, kommt es zu einer beschleunigten Alterung und zur Schädigung des Materials.

Im Rahmen praktischer Versuche am DBI wurde auch ein 100 kW Brennwertkessel untersucht. Dieser verfügt über einen Flächenbrenner mit einer Lochmatrix, wie sie in der folgenden Abbildung 4-14 ausschnittsweise dargestellt ist.

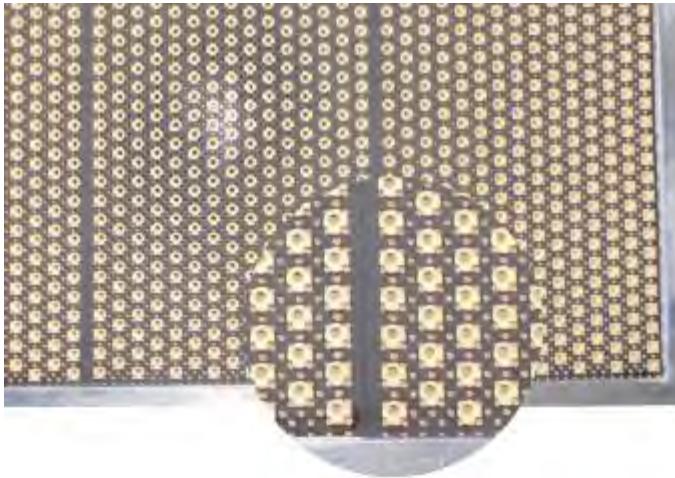


Abbildung 4-14: Foto der Brennermatrix eines 100 kW-Industriekessels mit Vergrößerung zur genauen Betrachtung der Feinstruktur

Für die Berechnung der theoretischen Flammenlänge dieses Brenners sind die Ausströmgeschwindigkeit und Flammengeschwindigkeit des Gases entscheidend. Die Ausströmgeschwindigkeit berechnet sich durch den Volumenstrom des Luft-Gas-Gemisches unter Realbedingungen, wie folgt [4.16]

$$\dot{V}_{LGG,real} = \dot{V}_{Gas,real} + \dot{V}_{L,real,f} \quad (16)$$

sowie der durchströmten Bohrungsfläche, welche einer Kreisfläche gleichgesetzt wird

$$A_{Bohrung} = \pi r_{Bohrung}^2 \quad (17)$$

zu

$$v_{Str} = \frac{\dot{V}_{LGG,rel}}{A_{Ges}} \quad (18)$$

Aus der Flammengeschwindigkeit, der Strömungsgeschwindigkeit des Luft-Gas-Gemischs und dem Radius der Ausströmöffnung lässt sich die Flammenlänge des Innenkegels wie folgt berechnen. [4.16]

$$L = r_{Bohrung} \sqrt{\left(\frac{v_{Str}}{v_{Zünd}}\right)^2 - 1} \quad (19)$$

Die Ermittlung des Radius der Ausströmöffnungen aus den geometrischen Formen, siehe Abbildung 4-14, soll an dieser Stelle nicht näher beleuchtet werden.

In der folgenden Tabelle 4-9 sind die berechneten theoretischen Flammenlängen für einzelne Gasgemische aus den Versuchsreihen mit dem 100 kW (Industriekessel) Brennwertkessel dargestellt. Diese Werte weichen unter realen Bedingungen stark von den berechneten Werten ab. Es sind die Rahmenbedingungen, unter denen die Verbrennung stattfindet, zu beachten. Wichtig

sind hier die Relationen der Werte der Flammenlänge zueinander. Die relative theoretische Flammenlänge zeigt dies deutlich. Die berechnete Flammenlänge des Referenzgases bildet dabei den Bezugspunkt (1,0).

Tabelle 4-9: Berechnete, theoretische Flammenlängen für verschiedene Gasgemische und den Flächenbrenner des 100 kW-Industriekessels gemäß Abbildung 4-14

	Theoretische Flammenlänge [mm] (Berechnung)	Relative theoretische Flammenlänge [-]
H-Gas Ref._DBI	3,65	1,000
H-Gas +4%H2_DBI	3,48	0,953
H-Gas +6%H2_DBI	3,42	0,937
H-Gas +10%H2_DBI	3,28	0,899
H-Gas +16,7%H2_DBI	2,65	0,726
H-Gas 1_DBI	3,82	1,047
H-Gas 2_DBI	4,88	1,337
H-Gas 3_DBI	3,63	0,995
H-Gas 4_DBI	3,61	0,989

Es ist deutlich zu erkennen, dass die theoretischen Flammenlängen von der Gaszusammensetzung beeinflusst und bei Wasserstoffzumischung kürzer werden (Umgebungsdruck, $T = 15\text{ °C}$). Dies lässt sich auf die Erhöhung der Flammgeschwindigkeit zurückführen. Im Bereich der hochkalorischen Gase (H-Gas 3_DBI, H-Gas 4_DBI) sind die Flammen geringfügig kürzer, was auch dem verwendeten Brenngasgemisch (CH_4 , C_3H_8 , H_2 , N_2) geschuldet ist, wobei sich die Wirkung der einzelnen Komponenten nahezu aufhebt. Im Bereich der niederkalorischen Gase (H-Gas 1_DBI, H-Gas 2_DBI) wurden entsprechend größere Anteile Stickstoff und auch Wasserstoff zugemischt, um die Punkte der im Vorfeld beschriebenen Gasmatrix zu erreichen. Der höhere Anteil an inertem Stickstoff führt zu einer nicht unerheblichen Verlängerung der Flamme, was sich auf die Verringerung der Flammgeschwindigkeit zurückführen lässt (siehe auch Formel 17).

Die voranstehenden Betrachtungen zeigen den Einfluss von Brenngaskomponenten. Wasserstoff hat im Vergleich zu Methan eine um den Faktor 8 [4.16] höhere spezifische Flammgeschwindigkeit. Inerte Bestandteile wie Stickstoff oder Kohlendioxid verringern die Flammgeschwindigkeit des jeweiligen Brenngasgemisches. Zur Folge erhält man Flammen in variierenden Längen. Aber auch die Position der Flamme verändert sich. Durch eine geringere Flammgeschwindigkeit hebt die Flamme zusätzlich ab, sie entfernt sich weiter vom eigentlichen Brennermund. Im Gegensatz dazu wird durch eine Erhöhung der Flammgeschwindigkeit (z. B. bei Wasserstoffzumischung bei dem Industriekesseltyp II) die Flamme weiter an den Brennermund heranrücken. Dies wird zu höheren thermischen Belastungen der Brennerbauteile und kann zu einem höheren Verschleiß führen. Sowohl das Entfernen, wie auch das Annähern an den Brennermund haben einen Einfluss auf bestehende Flammenüberwachungssysteme. Die Position der Überwachungselektrode in der Flamme ist entscheidend. Die Veränderung der Flammenlänge und -position kann hier zu vermehrten Störungen führen.

Die Effekte „Abheben plus Verlängerung der Flamme“ bzw. „Annähern plus Verkürzung der Flamme“ haben veränderte Wärmeeinträge in vorhandene Wärmeübertrager und andere Ofeneinbauten bzw. Produkte zur Folge (s. o. und vgl. Pkt. 4.2.4.1.2.4, Abbildung 4-96 und Abbildung 4-97). Z. B. konnte

anhand von Messungen gezeigt werden, dass sich die Flammenlänge aufgrund unterschiedlicher Gaszusammensetzungen signifikant ändern kann. Im Extremfall kann dies zu lokalen Überhitzungen an Bauteilen und zu erhöhten Schadstoffemissionen (CO) führen. Eine Beeinflussung der Produktqualität bzw. der Lebensdauer von Ofeneinbauten und Wärmeüberträgern ist wahrscheinlich.

4.2.2.2.6 Wirkungsgrad

Der Wirkungsgrad ist die zentrale Größe zur Bewertung der Effektivität eines Brennwertkessels. Bei der Berechnung des Wirkungsgrads werden eingehende und ausgehende Energieströme ins Verhältnis zueinander gesetzt. Je nachdem, welcher Wirkungsgrad berechnet wird, unterscheiden sich diese Energieströme.

Als eingehender Energiestrom für Brennstoffe wird in Deutschland der Heizwert als Bezugsgröße verwendet. In anderen Ländern wird meist der Brennwert als Bezugsgröße verwendet. Eine, in Deutschland übliche, physikalisch aber nicht korrekte Ermittlung des Wirkungsgrades eines, wie er auch in den anstehenden Versuchen verwendeten Brennwertkessels, ist das der Wirkungsgrad, Heizwert bezogen, auf 100 % normiert wird. Da bei der Brennwertnutzung die Kondensationsenthalpie mit genutzt wird, ergibt sich so ein höherer Wirkungsgrad, welcher dann größer als 100 % ist.

In den praktischen Versuchen wurde der Kesselwirkungsgrad, häufig auch als Gesamt-wirkungsgrad (η_G) bezeichnet, berechnet. Er ist das Verhältnis der Wärmeleistung \dot{Q}_L zur Wärme-belastung \dot{Q}_B .

$$\eta_G = \frac{\dot{Q}_L}{\dot{Q}_B} \quad (20)$$

Die Wärmeleistung ist hierbei die nutzbar gemachte Energie:

$$\dot{Q}_L = \dot{m} \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1) \quad (21)$$

Die Wärmebelastung ist die dem Kessel zugeführte Energie, bezogen auf den Heizwert:

$$\dot{Q}_B = \dot{V}_N \cdot H_{i,N} \quad (22)$$

4.2.2.2.7 Numerische Simulationen von laminaren Vormischflammen

Mit dem detaillierten Mechanismus zur Erdgasverbrennung GRI 3.0 wurden die Vormischflammen als eindimensionale Flammen simuliert. Die Gaszusammensetzungen, die Brenneroberflächentemperatur und die Massenstromdichten wurden direkt aus dem experimentellen Versuchsplan für die Laborflammen übernommen. In der Simulation wurde die Flamme eindimensional betrachtet, das heißt, dass sie als radial unendlich ausgedehnt angesehen wurde. Randeffekte, wie im praktischen Experiment, wurden vernachlässigt. Die Rechnungen erfolgten ohne Simulation von Wärmeverlusten an die Umgebung. Das hatte bei diesem System zur Folge, dass die Gleichgewichte durch die hohen Flammentemperaturen auch bei größeren HÜB-Werten nicht dem diabaten Realfall entsprachen. Im Experiment kühlte die Flamme auf der Reaktionskoordinate nach der Hauptreaktionszone durch Wärmetransportvorgänge an die Umgebung ab und die Dissoziation der Verbrennungsprodukte fiel temperaturbedingt sehr niedrig aus.

Die Simulationsergebnisse wurden nur für die Höhe über dem Brenner-(HüB-)Wert 200 mm dargestellt, bei dem die Messsonde die Abgase angesaugt hatte, siehe Abbildung 4-25. Die Systematik der Darstellung wich etwas von den nachfolgenden experimentellen Untersuchungen ab. Wenn möglich, wurden einheitliche oder um den Faktor 10x skalierte Ordinaten verwendet, um verschiedene Diagramme besser vergleichen zu können. Im Unterschied zu den experimentellen Ergebnissen waren hier die Ergebnisse der Simulationen mit variabler Luftzahl (links, λ_{nc}) bzw. mit konstant gehaltener Luftzahl (rechts, λ_{comp}) nebeneinander gestellt, für die stark variierenden CO-Werte wurden die Werte oberhalb der Säule im Diagramm angezeigt. Aufgrund der Unterschiede bei den CO-Werten wäre eine logarithmische Darstellung geeigneter gewesen, eine lineare Darstellung verdeutlichte die absoluten Unterschiede aber zusammen mit den Werten in vielen Fällen besser.

Für eine Referenzluftzahl λ_{Ref} wurden jeweils die Säulendiagramme für die G 260 - und der ± 2 %-Schwankungsbreiten in den folgenden Abbildung 4-15 bis Abbildung 4-22 gruppiert, da so die Vergleiche der Unterschiede bedingt durch die Gasbeschaffenheiten und die Luftzahlregelung direkt erfolgen konnten. Es ließen sich bei den Flammentemperaturen bei der λ_{Ref} -Variation und den unterschiedlichen Brenngasen ohne zusätzliche Informationen keine einheitlichen Trends erkennen. Aber mit Relation zur Abbildung 4-8 ließen sich Trends identifizieren, die im Prinzip die Temperaturskalierung mit $|\lambda - \lambda_{stöch}| = |\lambda - 1|$ aufzeigten. Bei ausreichender Luftzahl λ führte ein mehr an Luftüberschuss zu sinkenden Temperaturen. Die ist in der Verbrennungstechnik bekannt, aber die tatsächlichen quantitativen Effekte und die Beziehungen zu verbrennungstechnischen Kennzahlen wie dem Wobbe-Index waren vorher im Detail weniger untersucht worden.

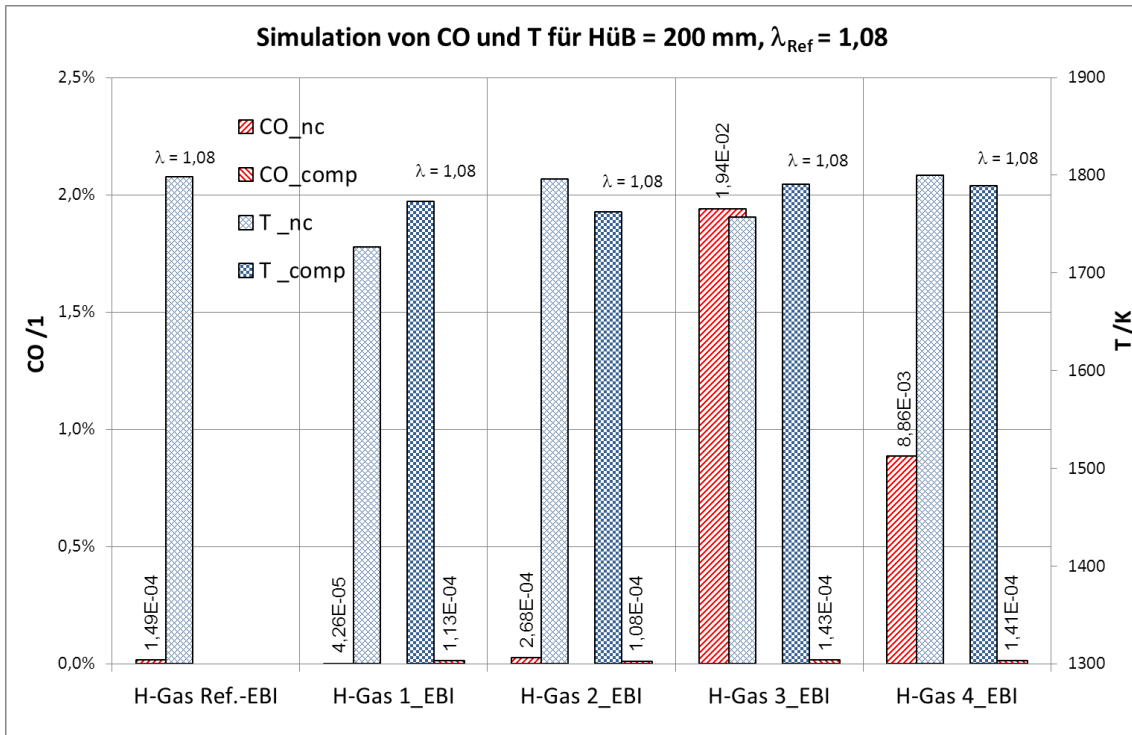


Abbildung 4-15: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,08$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit G 260-Schwankungsbereich

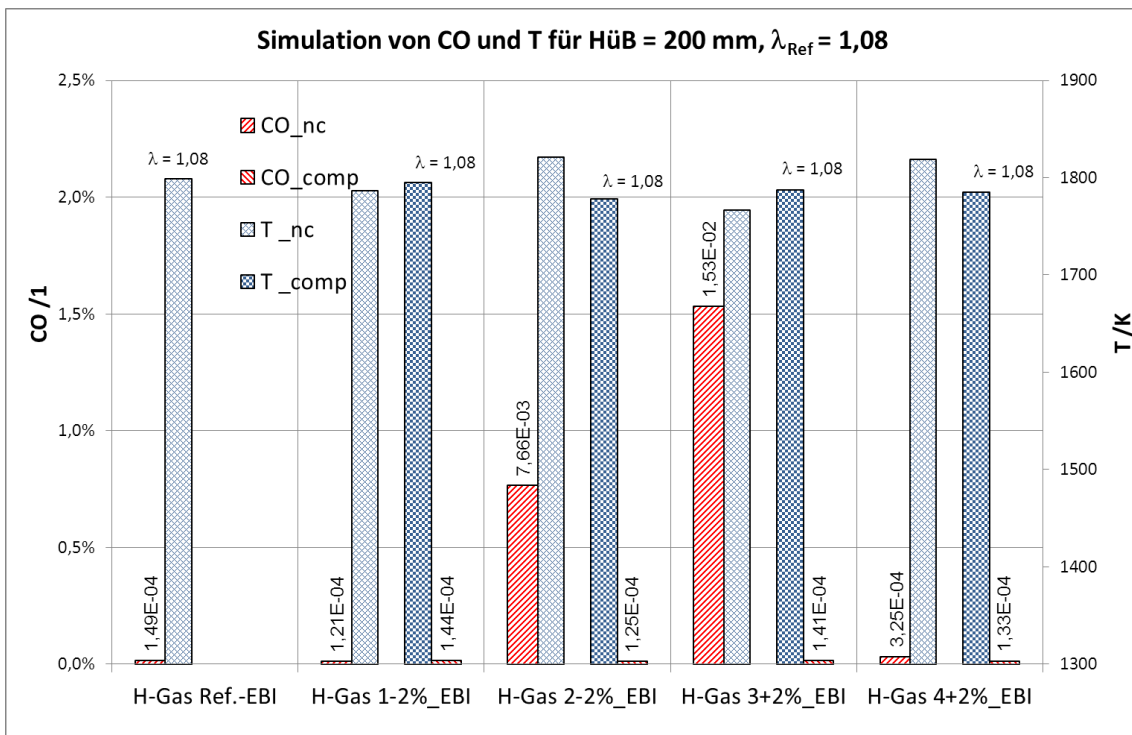


Abbildung 4-16: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,08$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit $\pm 2\%$ - W_s -Schwankungsbereich

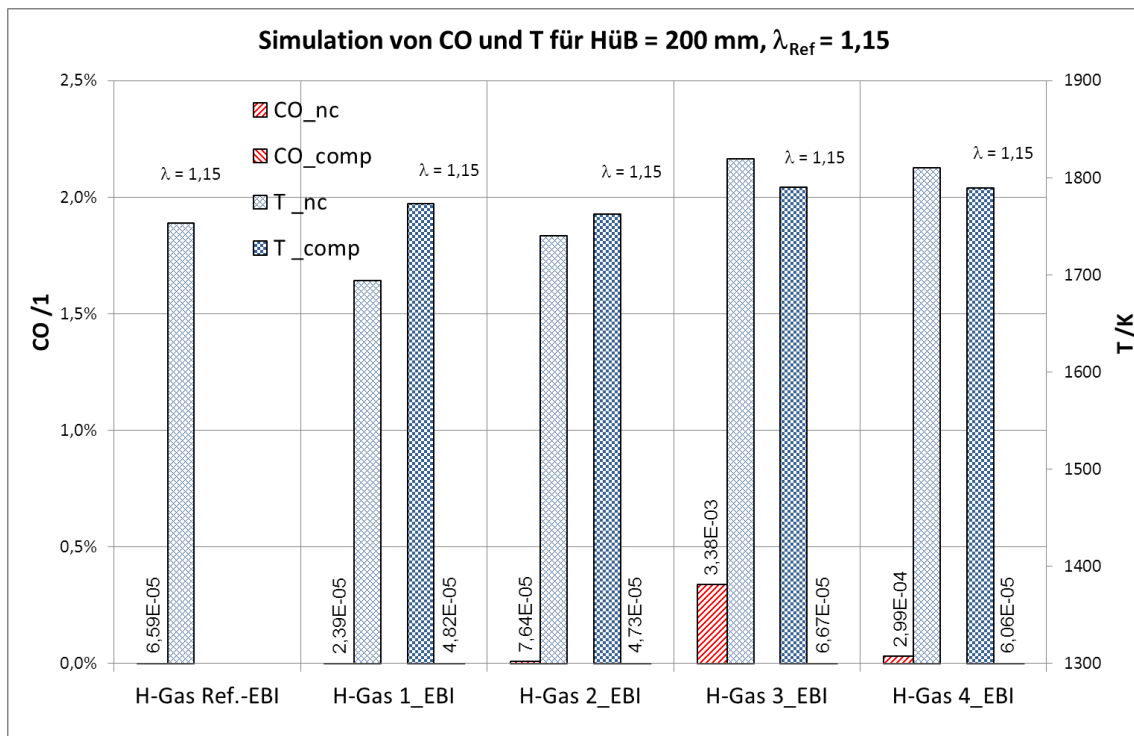


Abbildung 4-17: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,15$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit G 260-Schwankungsbereich

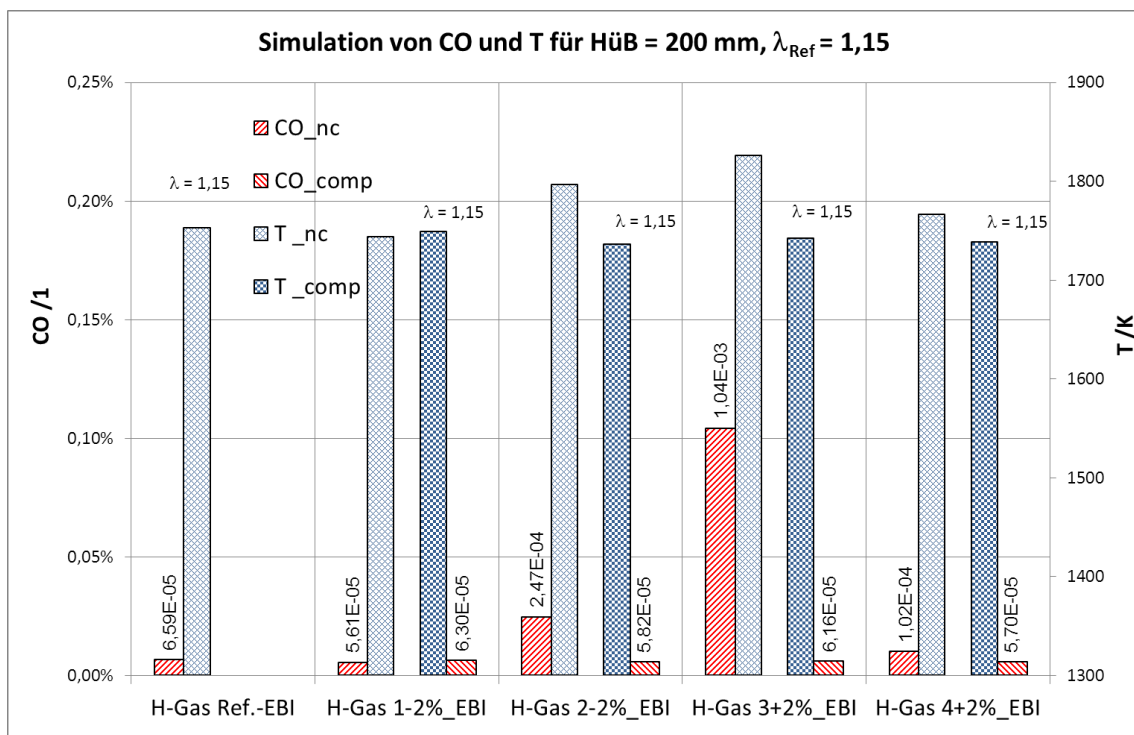


Abbildung 4-18: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,15$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit $\pm 2\%$ - W_s -Schwankungsbereich

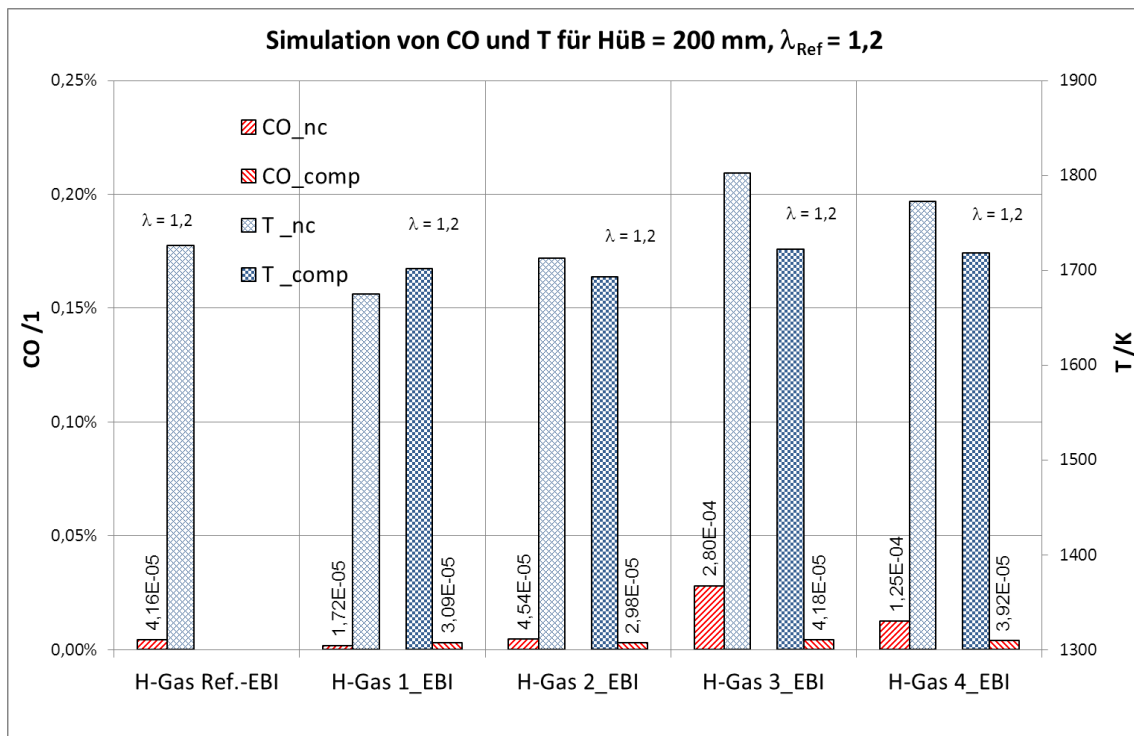


Abbildung 4-19: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,2$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit G 260-Schwankungsbereich

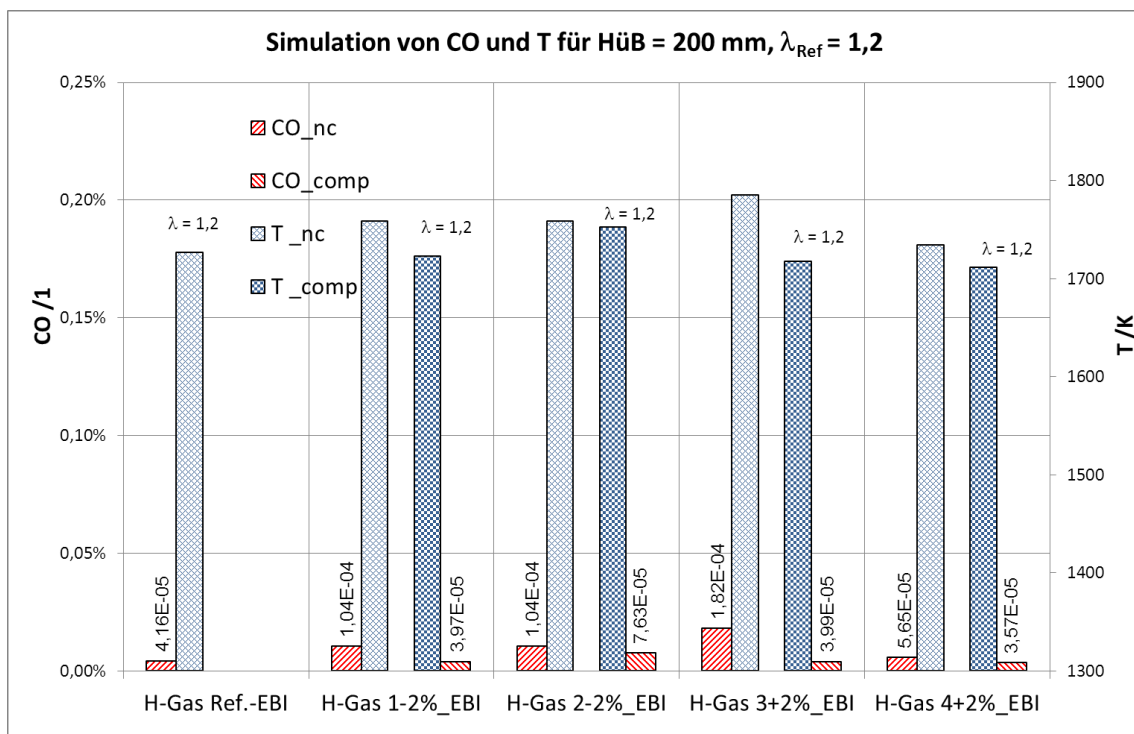


Abbildung 4-20: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,2$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit $\pm 2\%$ - W_s -Schwankungsbereich

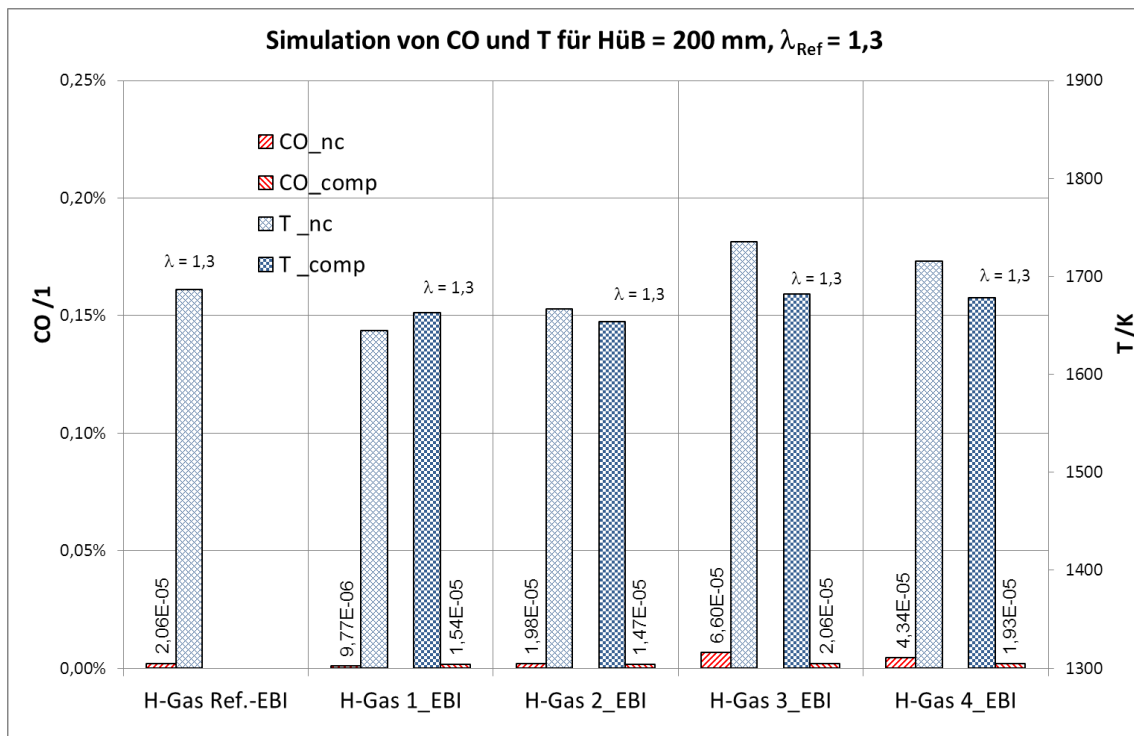


Abbildung 4-21: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,3$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit G 260-Schwankungsbereich

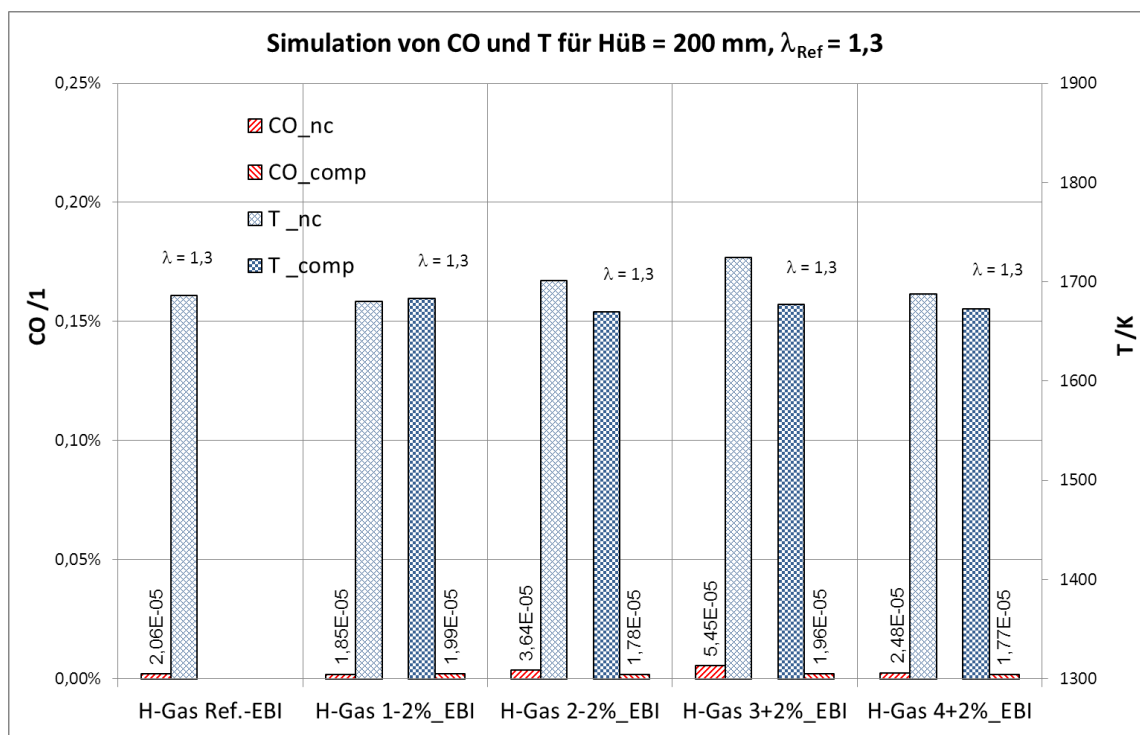


Abbildung 4-22: Simulation der CO-Konzentration und der Flammentemperatur für $\lambda = 1,3$ in Hüb = 200 mm für laminare Vormischflammen mit ± 2 %-Ws-Schwankungsbereich

Für die CO-Emissionen konnten bei einem Brenngas abnehmende Werte mit zunehmender Luftzahl beobachtet werden, die vor allem bei den Übergängen von $\lambda_{\text{Ref}} = 1,08$ zu $\lambda_{\text{Ref}} = 1,15$ deutlich ausfielen. Bei den Brenngasen wiesen innerhalb der G 260-Schwankungsbreite die „H-Gas 3_EBI“-Flammen die maximalen CO-Konzentrationen auf, gefolgt von den „H-Gas 4_EBI“-Flammen. Innerhalb der $\pm 2\%$ -Schwankungsbreite fanden sich die CO-Maximalwerte ebenfalls bei den „H-Gas 3_EBI“-Flammen, hier folgten an zweiter Stelle die „H-Gas 2_EBI“-Flammen. Die Anpassung des Verbrennungsluft an das Brenngas zur Beibehaltung der Luftzahl λ führte zu signifikanten CO-Minderungen, wie es die Werte mit dem Indexbestandteil „comp“ aufzeigten. Die CO-Werte lagen ungefähr im Bereich der jeweiligen Referenzflamme, teilweise fielen sie niedriger aus.

Zum Abschluss der Simulationsbetrachtungen sollten Darstellungen von Reaktionspfaden bei $H\ddot{u}B = 0$ mm zeigen, dass im Rahmen des Erdgasmehanismus GRI 3.0 die Testgase bereits in der Anfangsphase sehr unterschiedliche Reaktionswege einschlugen. In Abbildung 4-23 war bei den Vormischflammen mit den Brenngasen „H-Gas Ref._EBI“, „H-Gas 1_EBI“ und „H-Gas 4_EBI“ eine wesentliche Startreaktion für C-halte Spezies die Wasserstoffabstraktion vom Methan, die zur Bildung des Methylradikals führte. Bei „H-Gas 4_EBI“ trat verstärkt auch Keten als reaktive Spezies auf, die über Rückdiffusion aus der Flammenzone zu dem $H\ddot{u}B$ -Wert gelangte. Propan agierte als reaktive Komponente bei den Flammen mit den Indizes 2,3 und 4, bei denen es bereits als Brenngasbestandteil vorlag. Die Abbildung 4-24 zeigte die weichenstellende Wirkung der Luftzahl am Beispiel des Brenngases „H-Gas 3_EBI“ mit einer effektiven Luftzahl $\lambda = 0,94$ ($\lambda_{\text{Ref}} = 1,08$, Index „nc“) im linken Teil und $\lambda = 1,08$ im rechten Teil. Im linken Reaktionspfad wurde vor allem Propan umgesetzt, im rechten initiierte die Wasserstoffabstraktion vom Methan wieder den Reaktionspfad.

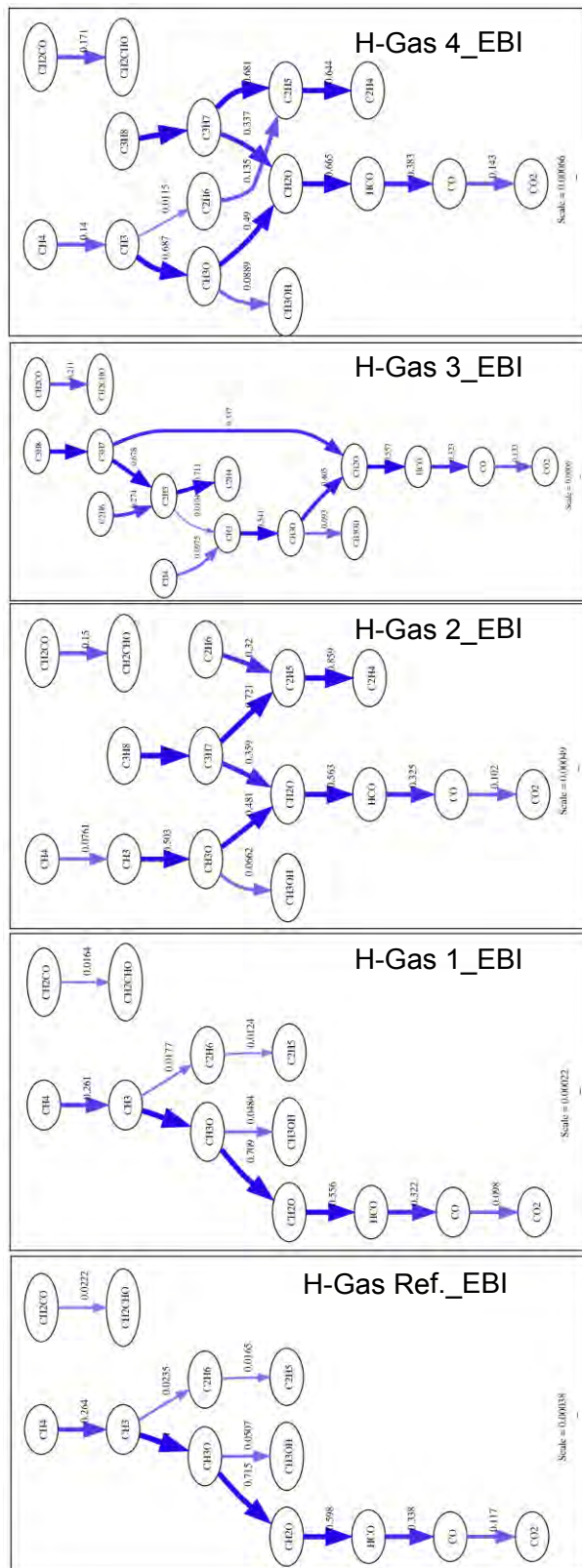


Abbildung 4-23: Reaktionspfadanalyse bei HÜB = 0 mm, $\lambda = 1,15$ ohne Luftzahlkonstanthaltung

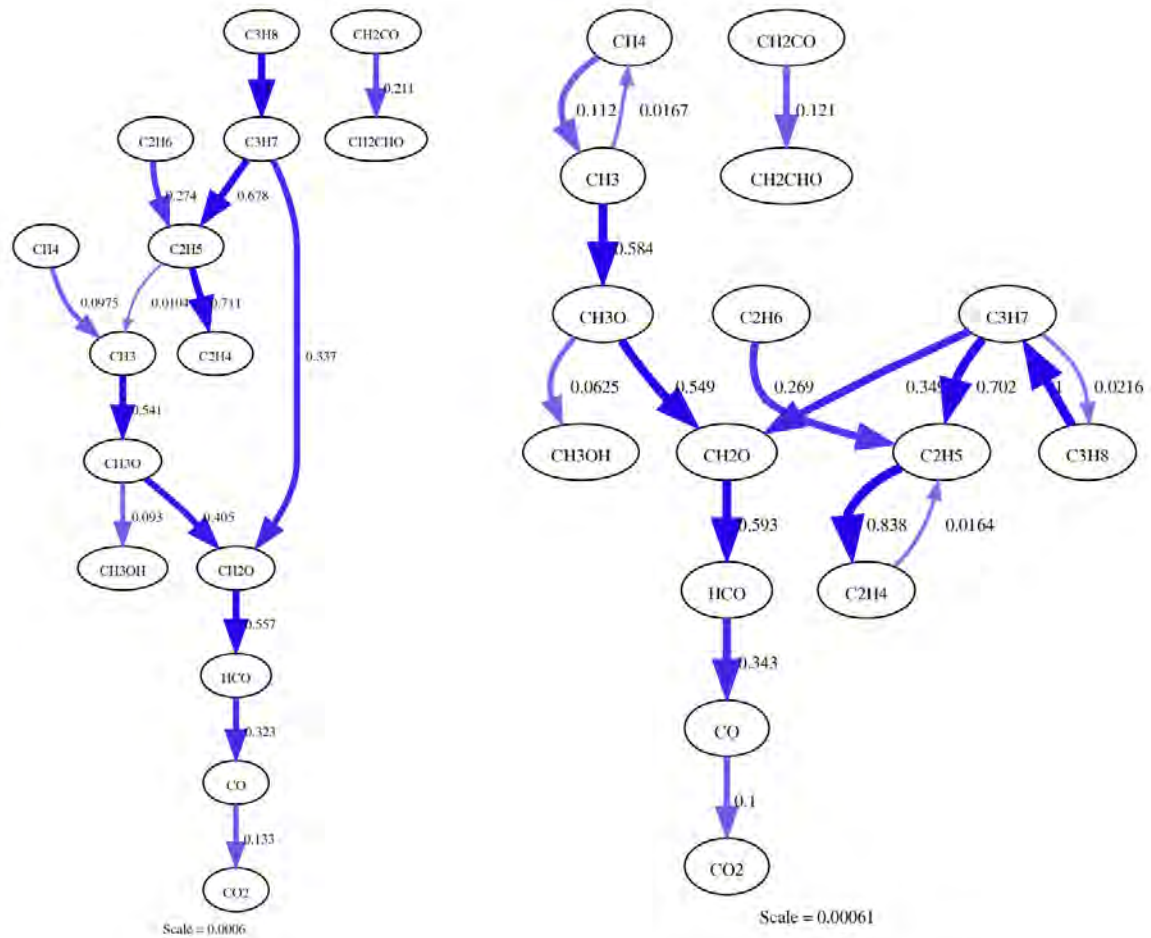


Abbildung 4-24: Reaktionspfadanalyse für Hüb = 0 mm, Brenngas "H-Gas 3_EBI", $\lambda = 1,08$, links ohne, rechts mit Luftzahlkonstanthaltung

Anhand der sehr verkürzt gezeigten Reaktionspfade aus den detaillierten Verbrennungssimulationen wurde die Komplexität der Verbrennungsvorgänge deutlich. Die Gaszusammensetzung, die Luftzahl, die Energiedichte in Form von Wärme interagierten in komplexer Weise.

Besonders für die Messung der Wärmefreisetzungsraten in den Reaktionszonen bieten sich die chemolumineszenzbasierten optischen Methoden an, um berührungslos die Prozesse zu untersuchen. Die Ergebnisse können vor allem in Lösung der Energieerhaltungsgleichung bei den Simulationen einfließen. Die weitere Methodenentwicklung (siehe auch [4.19], [4.20]) der optischen Messtechnik mit einem vergleichsweise guten und reproduzierbaren S/N-Verhältnis wird diesbezüglich fortgesetzt.

4.2.2.3 Laboruntersuchungen

4.2.2.3.1 Experimenteller Aufbau

Den experimentellen Aufbau des Laborversuchsstandes zeigt das Schema in Abbildung 4-25. Mit mehreren kalibrierten thermischen Massendurchflussreglern wurden die gewünschten Gas-mischungen für den Kernstrom und für den Ringstrom der Massenstrom für Stickstoff (Vormischflammen) bzw. Luft (Diffusionsflammen) eingestellt. Der Kernstrom passierte einen

Sintermetallfilter, der für eine Homogenisierung der Gasströmung und für eine Unterbindung eines Flammenrückschlags eingesetzt wurde, und trat in den Brenner ein. Der geregelte Ringstrom wurde an die Ringstromleitung angeschlossen und sorgte mit einem Kamin für definierte Gas- und Strömungsverhältnisse im Flammenrandbereich. Die Einstellung des Ringstroms wurde so vorgenommen, dass die Flamme möglichst ruhig brannte. Der Kamin bestand im unteren Bereich aus einem 100 mm hohen Quarzrohr, auf das im Fall der Vormischflammenuntersuchungen ein Edelstahlrohr von 200 mm Länge mit Messsondenzugängen auf mehreren Höhen aufgesetzt war. Im Rahmen der Untersuchungen des Vormischbrenners erfolgten die Messungen des Abgases über den Messzugang auf 200 mm Höhe über dem Brenner (HüB). Abhängig von der Gasbeschaffenheit und Luftzahl waren bei den brennerstabilisierten Vormischflammen mit dem Ringstrom und dem Kamin nur geringe Flammenfluktuationen vor allem im Randbereich erkennbar. Im Rahmen der eindimensionalen Betrachtung der Flamme und in Verbindung mit der Flammensimulation wurde - soweit möglich - nur der Kernbereich der Flamme zur Auswertung herangezogen. Bei den Untersuchungen der Diffusionsflammen war das Quarzrohr auf einem Lochblechpodest um den Diffusionsbrenner und die Messsonde in 164 mm HüB positioniert. Mit diesem Aufbau zeigten die optimierten Diffusionsflammen kein erkennbares Flackern. Die Abgase wurden aus dem Kamin über eine Abzugshaube abgesaugt. Die Messsonde gehörte zu einem Testo 350-Abgasanalysator, der folgende Abgasbestandteile mit dem Messprinzip in Klammern messen konnte: O₂ (elektrochemisch, Abk. EC), CO₂ (nichtdispersiver Infrarotsensor, Abk. NDIR), CO (EC), NO (EC), NO₂ (EC) und brennbare Gasbestandteile (katalytischer Wärmetönungssensor, Abk. CatEx). Die brennbaren Gasbestandteile waren C_xH_y, H₂ und CO, der CO-Beitrag zum Wärmetönungssignal wurde intern durch die EC-CO-Messung kompensiert. NO_x wurde aus den Messwerten für NO und NO₂ berechnet.

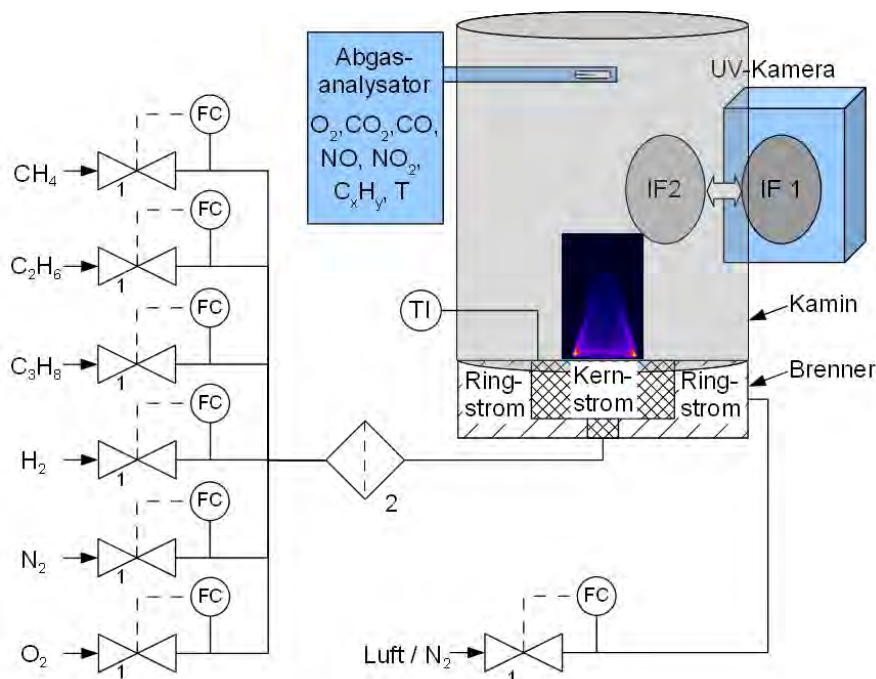


Abbildung 4-25: Experimenteller Versuchsaufbau für die Flammenreihenuntersuchung an Laborbrennern mit einer Gasmischanlage auf Basis von thermischen Massendurchflussreglern (1), einem Gasfilter (2), dem Brenner und der Verbrennungsdiagnostik

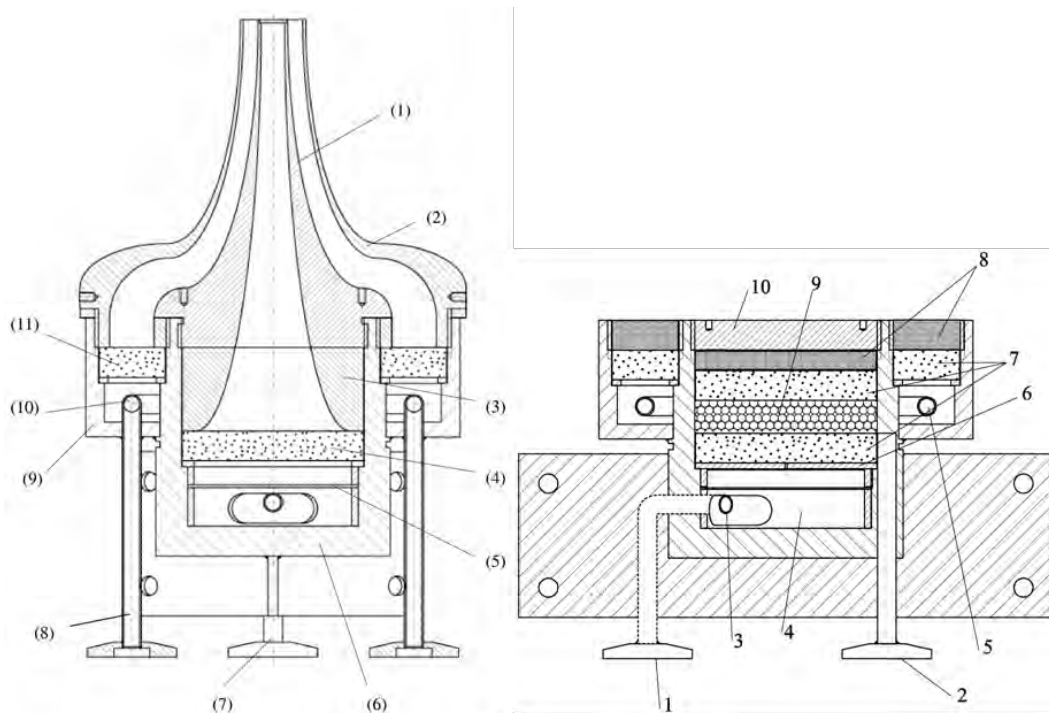


Abbildung 4-26: links, Diffusionsbrenner: 1) Kern-, 2) Ringströmungsdüse, 3 und 7) Kernströmungsführung, 4) -gleichrichter, 5) Lochplatte, 6) Kernströmungsmantel, 8) Ringströmungszuführung, 9) -mantel, 10) Ringleitung, 11) Ringströmungsgleichrichter; rechts Vormischbrenner: 1) und 3) Gemisch-, 2) und 5) Ringstromzuführung, 4) Vormischzone, 6) Lochplatte, 7) und 8) Sintermetall, 9) Glaskugelschüttung, 10) Lochmatrix [4.21]

Neben dem Abgasanalysator kamen ein UV-empfindliches Kamerasystem und ein Temperaturfühler an der Brennoberfläche zum Einsatz. Als UV-empfindliche Kamera wurde eine Apogee-CCD-Kamera Modell A340 mit einem f2.8/25 mm UV-Objektiv eingesetzt, vor dem Objektiv war ein Filterwechsler positioniert. Mit zwei Interferenzfiltern ($\lambda_{CW} = 289 \text{ nm}$, $\lambda_{CW} = 310 \text{ nm}$, $\Delta\lambda_{FWHM} = 10 \text{ nm}$) konnten zwei unterschiedliche OH^* -Bandensignale aufgenommen werden.

Um Schwankungen zu erkennen bzw. zu minimieren, erfolgten die Flammenaufnahmen mit dem jeweiligen Filter in der Sequenz A-B-B-A. Als Aufnahme- und Auswertungssoftware für die Stapelaufnahmen wurde die Software ImageJ [4.22] mit dem Micromanager-Plugin [4.23] eingesetzt, mit der die Belichtungszeiten, die thermoelektrische CCD-Kühlung und die Bildverstärkung eingestellt wurden. In Abbildung 4-26 werden links der Diffusionsbrenner und rechts der Vormischbrenner gezeigt, mit denen die Versuche durchgeführt wurden. Eine detaillierte Beschreibung findet sich bei Klos [4.21]. Beim Diffusionsbrenner trat das Brenngasgemisch aus der Kerndüse, die einen Innendurchmesser von 17 mm aufweist. Der Ringstrom floss durch den ca. 3 mm weiten Spalt zwischen Kern- und Ringströmungsdüse. Beim Vormischbrenner wurde nach Tests mit einer Sintermetallscheibe als Brennoberfläche aufgrund deren geringen thermischen Belastbarkeit eine Lochmatrix [4.21] neu angefertigt. Diese hatte 201 Bohrungen angeordnet in einem Kreis von 40 mm mit einem Lochdurchmesser von 0,5 mm. In einer Lochbohrung steckte ein Mantelthermoelement zur Messung der Brennoberflächentemperatur. Der Vorteil der höheren Belastbarkeit und der geringeren Flammenrückschlagsmöglichkeit der Lochmatrix wurde in Form von dezidierten Kanalströmungseffekten direkt oberhalb der Lochmatrix in Kauf genommen.

Erst im Bereich der Flammenzone wurde eine gleichmäßigere Strömungsfront erreicht. Ein verbessertes Brennerdesign ähnelte dem hier vorgestellten sehr, der wesentliche Unterschied war die deutlich höhere Lochzahl im Matrixdurchmesser von 40 mm [4.24]. Bei Hartung et al. betrug der kürzeste Lochabstand nur 0,25 mm, während bei der hier eingesetzten Matrix mindestens 2 mm Abstand zwischen benachbarten Löchern vorlag. Aufgrund der höheren Lochzahl und der geringeren Lochabstände sind die Kanalströmungen langsamer, weniger ausgeprägt und die homogene Flammenfront bildet sich schneller aus.

Bezüglich der eingesetzten Verbrennungsdiagnostik sind weitere Punkte zu beachten: Bei der Abgasmessung wurde über die interne Probennahmepumpe ein kontinuierlicher Gasstrom von ca. 1 l/min angesaugt. Abhängig von der Flamme und der Messposition wurde damit automatisch auch Fremdluft in unterschiedlichem Ausmaß angesaugt. Es erfolgte eine Berechnung der Abgaswerte bezogen auf einen definierten Restsauerstoffgehalt von 3 % O₂ im Abgas. Zum Vergleich wurden auch einzelne Messreihen ohne diese Skalierung gezeigt, um Effekte durch diese Skalierung zu illustrieren.

Die optische Messung arbeitete als Sichtlinienmethode integral, d. h. es wurde nicht nur das Chemolumineszenzsignal in der Objektebene³ erfasst, sondern OH*/OH-Beiträge vor und nach der Objektebene trugen durch Emissions- bzw. Absorptionsvorgänge zu den Signalintensitäten bei. Im Rahmen dieser Untersuchung wurden keine tomographischen Korrekturen diesbezüglich vorgenommen worden, weil die Effekte aufgrund der vergleichsweise kleinen Flammendurchmesser und der Relativauswertung der Signale als vernachlässigbar angesetzt wurden und tomographische Korrekturen gerade in Grenzbereichen zu Artefakten führen können [6.29]. Die Auswertung der Chemolumineszenz beschränkte sich in diesem Bericht auf die Bestimmung von Flammenstrukturen innerhalb von Messreihen. Die Motivation dafür lag in den ausgeprägten Quenchingeffekten der Vormischflammen im Flammenrandbereichen, die durch ein ungünstiges Flammenvolumen-Flammenrandflächenverhältnis gegeben ist.

4.2.2.3.2 Ergebnisse der Laboruntersuchungen

4.2.2.3.2.1 Experimentelle Ergebnisse der Untersuchungen von Vormischflammen

In welchem Maße die Ergebnisse der Laboruntersuchungen mit den Erwartungen auf Basis der Luftzahlvariation in Abbildung 4-8 korrelierten, wird dieses Kapitel zu den Untersuchungen von laminaren Vormischflammen zeigen. Die laminaren Vormischflammen brannten mit schwach bläulicher Farbe oberhalb der Lochmatrix. Die Kanalströmung über den Löchern war visuell bereits leicht erkennbar wie eine leichte Flammenkrümmung im Randbereich der Flamme. Die Flamme verjüngte sich in den Aufnahmen der OH*-Chemolumineszenz mit steigenden H₂O-Werten. Wie bereits erwähnt, musste bei diesen kleinen Flämmchen mit einem vergleichsweise hohem Verhältnis der Flammenrandfläche zum Flammenvolumen beachtet werden, dass Effekte vom Rand stärker gewichtet in die Messungen eingingen als bei technischen Flammen mit größeren Flammenfeldern. Der Flammenrand war die Fläche für diffusive Vorgänge, bei der trotz N₂-Ringstroms und Kamin Luft in die Flamme eindiffundieren konnte. Vor allem verlor die Flamme am Rand über verschiedene Wärmetransportwege Energie an die Umgebung, kühlte damit dort ab und eine eindimensionale Betrachtung von Flammeneigenschaften war somit nur im zentralen Flammenbereich zulässig. Die

³ Objektebene ist die Schnittebene im Flammenzentrum normal zur Aufnahmerichtung.

Randbereiche trugen aber ebenfalls zu den integralen Abgasmessungen bei. Aufgrund der Quencheffekte im Randbereich resultierten relativ hohe Offsets vor allem bei den CO- und C_xH_y-Emissionen, die qualitativ spiegelbildlich zur Luftzahldarstellung in Abbildung 4-8 ausfielen. Eine Flamme im Ringstrom wie bei Hartung [4.24] wurde aufgrund deren Emissionen für diese Untersuchung verworfen.

Bei den Untersuchungen war der Brenngasvolumenstrom konstant gehalten worden. Der zugemischte Luftvolumenstrom war für die Flammen mit fester Luftzahl angepasst worden, damit wurde prinzipiell eine adaptive Verbrennungsregelung im Sinne einer Verbrennungsgüteregelung nachgefahren. Die Leistung variierte in diesem Fall entsprechend dem Energieinhalt des Brenngases. Im anderen Fall blieb der Luftvolumenstrom fest eingestellt, wie im Fall der Referenzgaseinstellung „H-Gas-Ref_EBI“. Der Abgasanalysator maß die Verbrennungsgüte als Funktion der Brenngaseinstellung und der Verbrennungsregelung. Ausgewertet worden sind die stationären Sensorsignale, die sich innerhalb kurzer Zeit einstellten. Die Reproduzierbarkeit der Messwerte war bei den umfangreichen Messreihen insgesamt sehr gut. Die Reproduzierbarkeit ist vor allem abhängig von der Wiederholgenauigkeit der Messkopfpositionierung. Daher resultierten bei wenigen Messungen doch kleinere Abweichungen zu Vergleichsmessungen. Parallel erfolgten die OH*-Aufnahmen bei zwei Wellenlängen, die im Rahmen dieser Darstellung nur kurz vorgestellt werden.

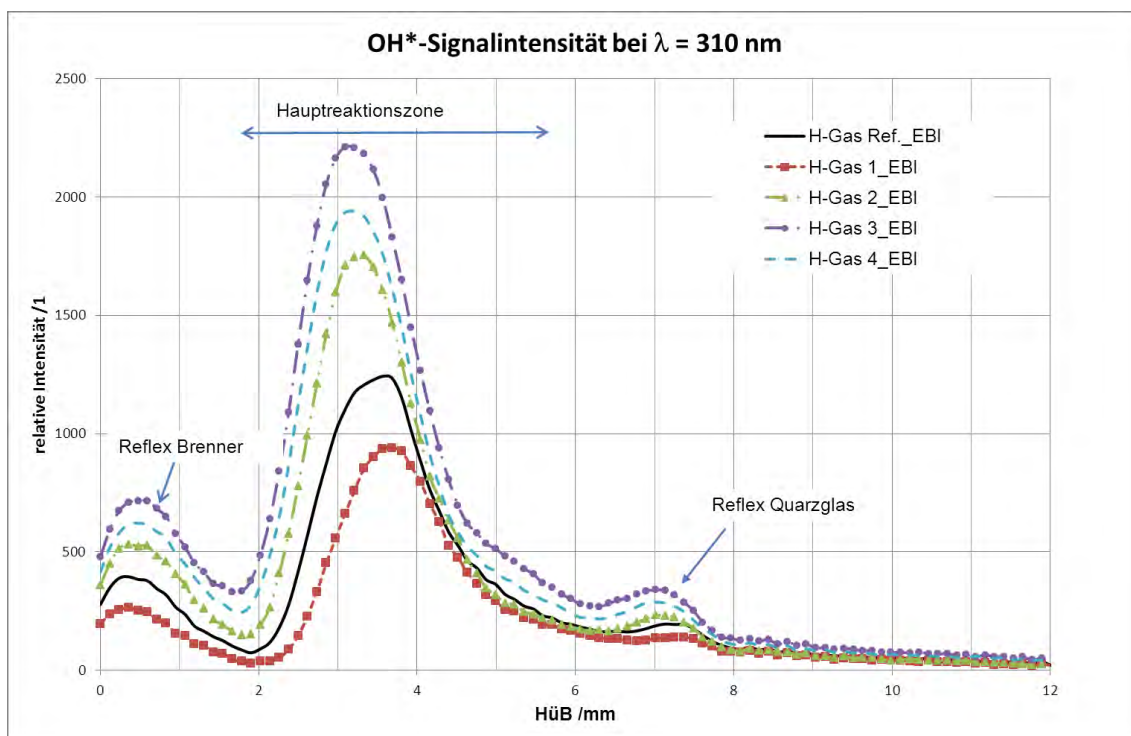


Abbildung 4-27: Abhängigkeit des OH*-Signals bei $\lambda = 310$ nm in Abhängigkeit von der Luftzahl bei unterschiedlichen Brenngasbeschaffenheiten und als Funktion von Hüb, laminare Vormischflamme, $\lambda = 1,15$ für H-Gas Ref._EBI

Die Effekte der Gasbeschaffenheit auf die Flammenform der laminaren Vormischflammen ohne Konstanthaltung der Luftzahl zeigt die Abbildung 4-27.

Die schwarze Kurve für das Signal der Referenzflamme hatte ihr Intensitätsmaximum von ca. 1250⁴ bei ca. 3,5 mm Hüb, die etwas niederkalorischere Flamme „H-Gas 1_EBI“ zeigte ein niedrigeres Maximum um 0,1 mm zu höherem Hüb-Wert verschoben. Deutlich intensiver und länger fielen die Flammen mit den Gasbeschaffenheiten „H-Gas 2_EBI“ und vor allem „H-Gas 3_EBI“ aus, deren Intensitätsmaxima relativ zur Referenzgasflamme in Richtung Brenner verschoben waren. Beide Flammen führten zu höheren thermischen Belastungen des Lochmatrixbrenners, die durch den höheren Energieinhalt der Brenngase und durch die Verschiebung der Hauptreaktionszone zum Brenner bedingt war. In den detaillierten Simulationen wurden übereinstimmend höhere laminare Flammgeschwindigkeiten berechnet.

Tests mit einer Brenngaszusammensetzung gemäß dem Grenzgas für Flammenrückschlag G 222 [4.25] bestehend aus 77 % CH₄ und 23 % H₂ zeigten ein ausgeprägteres Verhalten als die Flamme „H-Gas 1_EBI“. Die Flamme schwebte aufgrund der geringeren Flammgeschwindigkeit höher über der Brennermatrix, die thermische Belastung der Brennermatrix nahm ab. Für Vormischbrenner zeigte dieses Grenzgas weniger Tendenzen zum Flammenrückschlag als das Standardgas G 20 (CH₄) und sollte entsprechend durch ein geeigneteres höherkalorisches Gas für vormischende Anwendungen (z. B. DIN EN 483, DIN EN 15502-1) ersetzt werden. Die Ergebnisse dieses Experiments, die bei allen Einschränkungen bezüglich der Ausbrandproblematik im Randbereich so qualitativ gültig bleiben, werden im Rahmen der Laboruntersuchungen des H₂-Einspeisungsprojekts detaillierter dargestellt, da der Wasserstoffgehalt von G 222 deutlich über den zulässigen Werten der DVGW G 260 und den in dieser Untersuchung betrachteten Testgasen lag. Bei diesen Ergebnissen muss das Regelungsmodell beachtet werden, da hier von gleichen Brenngasvolumenströmen ausgegangen wird. Im Fall gleicher Belastung trotz Wasserstoffbeimischung (insgesamt höherer Brenngasvolumenstrom) können dagegen Flammgeschwindigkeitszunahmen beobachtet werden.

Die Abbildung 4-28 und Abbildung 4-29 zeigen für 4 verschiedene Luftzahleinstellungen des Referenzgases „H-Gas Ref._EBI“ und bei je 4 weiteren Brenngaszusammensetzungen (jeweils DVGW G 260- und ± 2 %-Schwankungsbreiten) die gemessenen Emissionswerte für CO, C_xH_y und NO_x in den oberen Diagrammen der beiden Abbildungen. In den unteren Diagrammen der Abbildungen waren die Messwerte auf einen Restsauerstoffgehalt von 3 % im Abgas bezogen. Die Skalierung auf definierte Restsauerstoffgehalte gestattet eine Emissionsmessung pro Brennstoffeinheit und beugt prinzipiell möglichen Verdünnungsstrategien vor. Die Abgasverdünnung trat hier durch die Ansaugung von Fremdluft durch die integrierte Probennahmepumpe des Abgasanalysators auf. In Abbildung 4-28 und Abbildung 4-29 sind informativ die Messwerte in den oberen Diagrammen neben den auf 3 % Restsauerstoffgehalt bezogenen Darstellungen in den unteren Diagrammen aufgeführt, um den relativ hohen Fremdluftanteil bei der Abgasmessung zu verdeutlichen. Die folgenden Datenauswertungen beziehen sich immer auf die Messdaten, die auf 3 % Restsauerstoff bezogen wurden. Die Brenngase wurden in Tabelle 4-1 aufgeführt, bei konstanten Brenngas- und Luftvolumenströmen variierte die Luftzahl entsprechend Abbildung 4-8. Wie schon oben erwähnt, traten bereits bei mageren Flammen vergleichsweise hohe CO- und C_xH_y-Emissionen auf, die durch das Quenchen der Flamme im Randbereich bedingt waren. Für alle Luftzahlgrundeinstellungen konnten für CO, bezogen auf einen Restsauerstoffgehalt von 3 % im

⁴ willkürliche Einheit *Counts*, unskalierte Ausgabe des Analog-Digital-Wandlers der CCD-Kamera.

Abgas, folgende Trends von maximalen zu minimalen Werten für die G 260-Schwankungsbreite beobachtet werden:

CO: H-Gas 3_EBI > H-Gas 4_EBI > H-Gas 2_EBI > H-Gas Ref._EBI > H-Gas 1_EBI

Für die ± 2 %-Schwankungsbreiten ergaben sich folgende Trends:

CO: H-Gas 3_EBI > H-Gas 2_EBI > H-Gas 4_EBI > H-Gas Ref_EBI > H-Gas 1_EBI

Die NO_x-Werte lagen mit unter 3,2 ppm auf sehr niedrigem Niveau. Relativ hohe Luftzahlen wirkten sich günstig auf die CO- und NO_x-Emissionen bei den Flammen aus. Dagegen verbesserten die höherkalorischen Gase mit den Indizes 3, 2 und 4 etwas den Ausbrand und führten zu niedrigeren C_xH_y-Werten. Speziell bei einer Luftzahl von $\lambda = 1,08$ führte ein Wechsel vom Referenzgas zu „H-Gas 3_EBI“ bzw. „H-Gas 3+2%_EBI“ zu CO-Anstiegen von über 38 % bzw. von über 45 %. Bei diesen Wechseln fielen auch die NO_x-Anstiege relativ groß aus, sie lagen trotzdem weiter auf niedrigem Niveau.

Bei Konstanzhaltung der Luftzahl ergaben sich etwas andere Bilder, die in Abbildung 4-30 und in Abbildung 4-31 zur besseren Vergleichbarkeit mit gleichen Ordinatenkalierungen wie vorher dargestellt sind. Folgender Trend ließ sich innerhalb der DVGW G 260- und der ± 2 %-Schwankungsbreite erkennen:

CO: H-Gas 3_EBI > H-Gas 2_EBI > H-Gas 4_EBI > H-Gas Ref._EBI > H-Gas 1_EBI

Insgesamt fielen die CO-Emissionen etwas niedriger aus als ohne λ -Konstanthaltung. Vor allem die sehr niedrigen NO_x-Emissionen lagen bei einer λ -Vorgabe auf annähernd gleichem und niedrigem Niveau. Die Luftzahlenanpassung in diesem Laborversuch wirkte weniger effektiv als bei größeren technischen Brennern, siehe u. a. bei den Untersuchungen der Industriebrenner. Die zumeist positiven Effekte auf die CO-Bildung wurden vor allem durch die Skalierung auf den 3 % Restsauerstoffgehalt im Abgas stark gedämpft.

Was bei der Abbildung 4-28 bis zur Abbildung 4-31 ebenfalls auffiel, waren die vergleichsweise geringen Unterschiede zwischen den beiden betrachteten Schwankungsbreiten, d. h. auch innerhalb des ± 2 %-W_s-Bands traten schon deutliche Effekte auf. Gleiches galt für die Sprünge zwischen den Brenngasen mit den Indizes 1 und 2 bzw. 3 und 4, die Wobbe-Indizes blieben gleich, aber vor allem die CO-Emissionen änderten sich deutlich. Aufgrund des Regelungsprinzips mit thermischen Massendurchflussreglern flossen die Besonderheiten des Wobbe-Index als Kennzahl mit Berücksichtigung der Dichte und Viskosität innerhalb dieser Untersuchungen nicht ein. Aber auch im Feld werden Systeme zunehmend über z. B. elektronische oder pneumatische Nulldruck-regler geregelt, bei denen der Wobbe-Index nur eine sehr begrenzte Relevanz hat, wurde er doch als Belastungs-Kennzahl für die Austauschbarkeit von Gasen für Düsensysteme mit Differenzdruckregelung eingeführt.

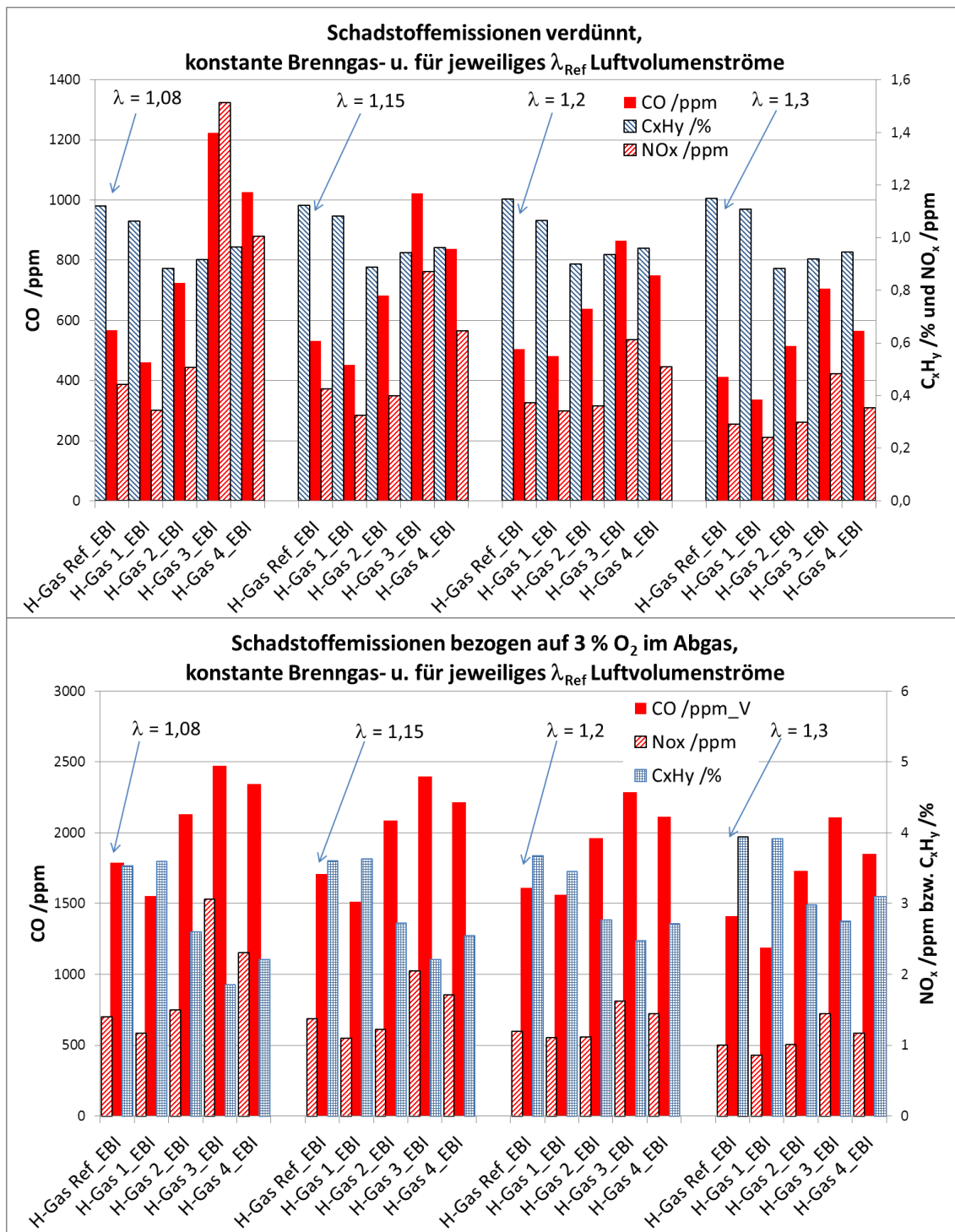


Abbildung 4-28: Schadstoffemissionen für Vormischflammen bei Schwankungen im G 260-Band ohne Luftzahlkonstanthaltung, λ -Wert nur für „H-Gas Ref_ EBI“-Zusammensetzung, unteres Diagramm Messwerte aus oberem Diagramm auf 3 % O₂-Gehalt im Abgas bezogen

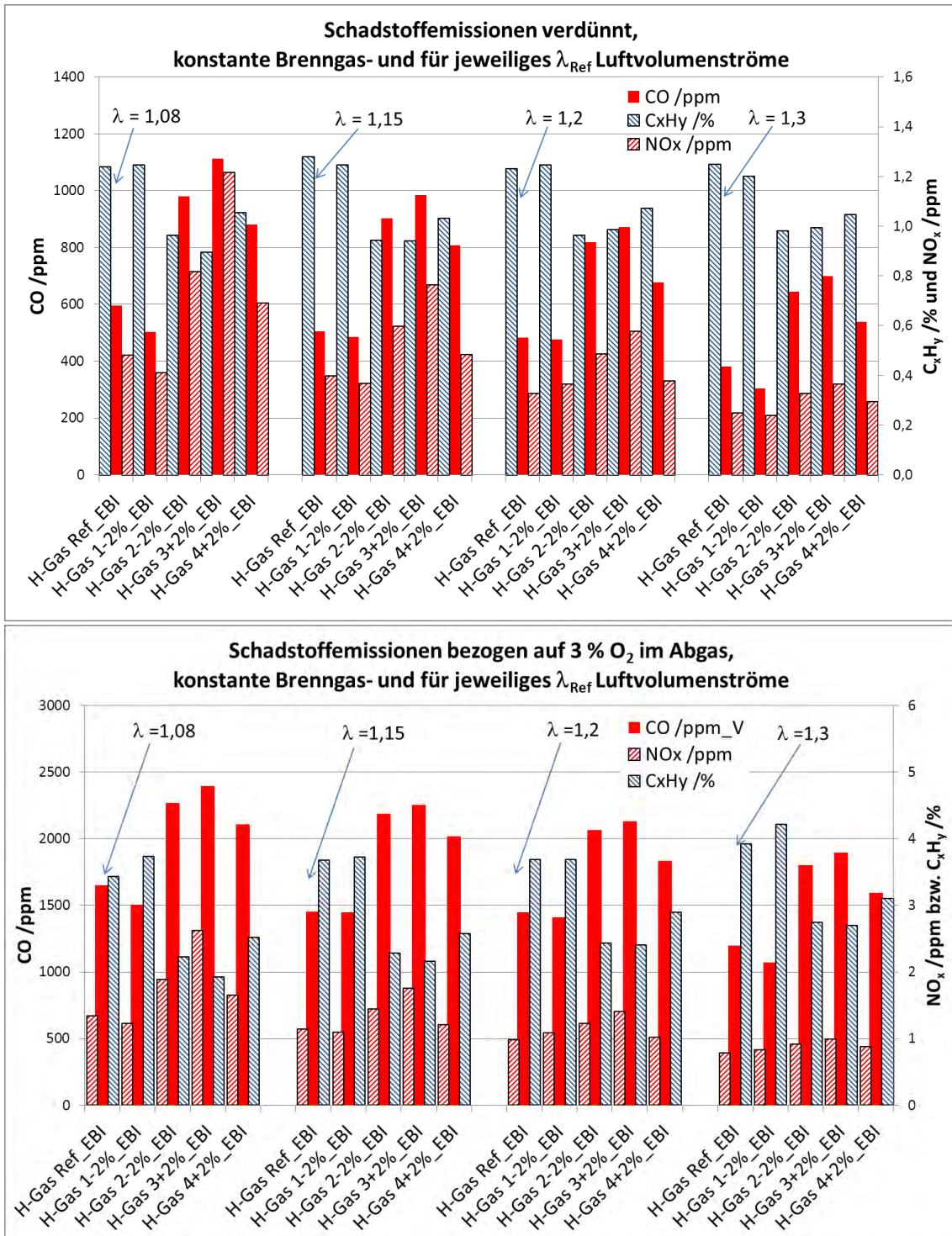


Abbildung 4-29: Schadstoffemissionen für Vormischflamme bei Schwankungen im $\pm 2\%$ -W_s-Band ohne Luftzahlkonstanthaltung, λ -Wert nur für „H-Gas Ref_EBI“-Zusammensetzung, unteres Diagramm Messwerte aus oberem Diagramm auf 3 % O₂-Gehalt im Abgas bezogen

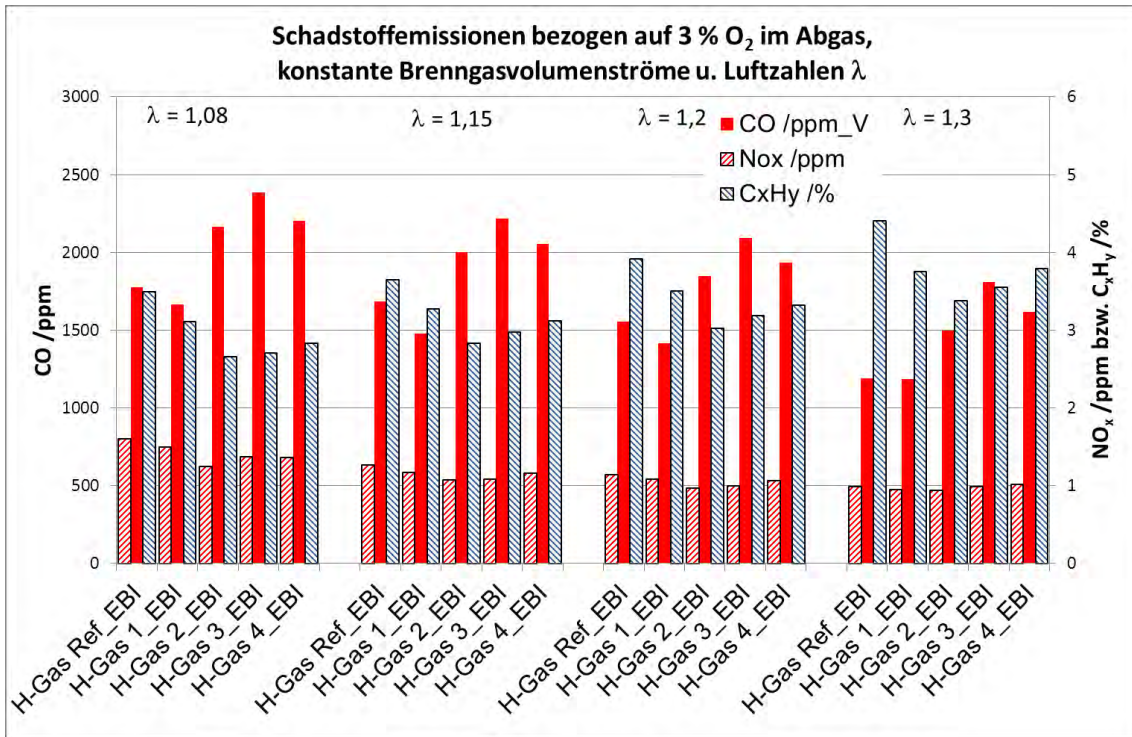


Abbildung 4-30: Schadstoffemissionen für Vormischflammen bei Schwankungen im G 260-Band mit Luftzahlkonstanthaltung und bezogen auf 3 % Restsauerstoff im Abgas

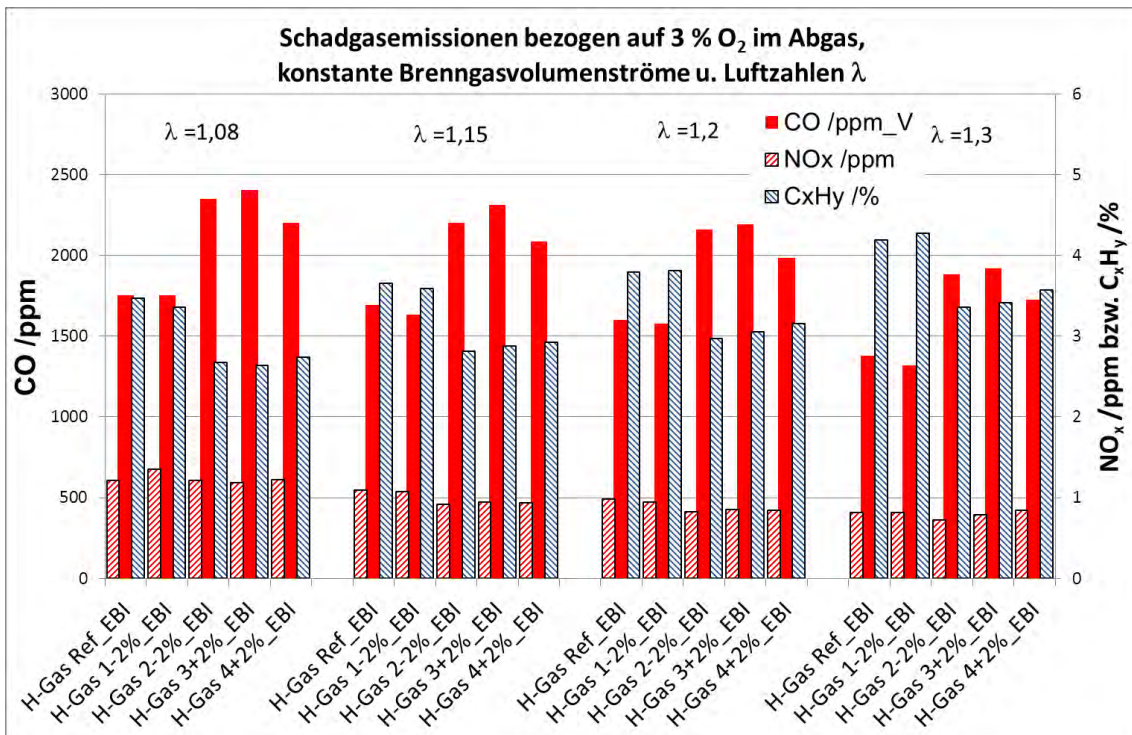


Abbildung 4-31: Schadstoffemissionen für Vormischflammen bei Schwankungen im ±2 %-W_s-Band mit Luftzahlkonstanthaltung und bezogen auf 3 % Restsauerstoff im Abgas

Die Aufnahmen der OH*-Chemolumineszenz zeigten neben den bereits zur Abbildung 4-27 dargestellten weitere Trends. Bei Erhöhung der Luftzahl nehmen die maximalen Signalintensitäten ab, die Flammen erreichen nicht so hohe Flammentemperaturen, die die Bildung des elektronisch angeregten OH*-Radikals begünstigen.

4.2.2.3.2 Experimentelle Ergebnisse der Untersuchungen von Diffusionsflammen

Die untersuchten Diffusionsflammen zeigten einen idealen Flammenkegel und brannten mit nicht erkennbarem Flackern, was auch in Abbildung 4-32 an den schmalen Flammenkonturen zu erkennen ist. Die Falschfarbendarstellung der OH*-Intensitäten wies jeweils in den Bereichen des Flammenfußes maximale Intensitäten auf. Die maximalen Intensitätswerte folgten dem Sauerstoffbedarf des jeweiligen Brenngases, gleiches galt für die Flammenkegelhöhe. Letztere ist in Abbildung 4-32 mit der Brenngasbezeichnung gekennzeichnet, des Weiteren ist ein Maßstab für die Flammengröße dargestellt. Klar erkennbar sind die Hauptreaktionszonen entlang der Kegelflanken, während im Zentrum der Diffusionsflamme aufgrund des fehlenden Oxidators keine OH*-Intensität erkennbar ist. Im sichtbaren Wellenlängenbereich trat zudem Partikelstrahlung auf, die von Rußteilchen in der Reaktionsfront herrührte. Die Rußpartikel wurden bei Diffusionsflammen mit Erdgas (oder Analoge wie hier) weitgehend oxidiert. Der Größenunterschied zwischen den sichtbaren Flammen „H-Gas Ref._EBI“ und „H-Gas 3_EBI“ fiel subjektiv empfunden größer aus als in den OH*-Aufnahmen.

Aufgrund der Natur von laminaren Diffusionsflammen, bei denen der Mischungsbruch von reinem Brennstoff ($Z = 1$) bis zum reinen Oxidator ($Z = 0$) reicht, zeigten sich bei den Emissionsmessungen geringere Unterschiede zwischen den Brenngasen als bei den Vormischflammen. Die CO-Emissionsmesswerte in der Tabelle 4-3 bleiben fast konstant, die C_xH_y - und NO_x -Emissionen erreichten auf immer noch niedrigem Niveau bei den Brenngasen mit dem Index 3 ihr Maximum. Bei Berücksichtigung des Restsauerstoffgehaltes mit einem Bezugswert von 3 % O_2 zeigte sich dagegen ein etwas anderes Emissionsbild in Abbildung 4-33. Durch den besseren Ausbrand fielen die CO-Werte für die höherkalorischen Brenngase etwas besser aus. Die NO_x -Werte variieren nur wenig mit der Gasbeschaffenheit, die C_xH_y -Emissionen wiesen einen unsteten Verlauf zwischen 0,073 % und 0,133 % auf. Mit dem integrierten Temperaturfühler des Abgasanalysators konnten deutliche Temperaturunterschiede bei HÜB = 164 mm in Abhängigkeit von der Gasbeschaffenheit gemessen werden, die ausgehend vom Referenzgas G 20 mit einer Abgastemperatur von 305 °C zu Temperaturerhöhungen bis 46 °C führte.

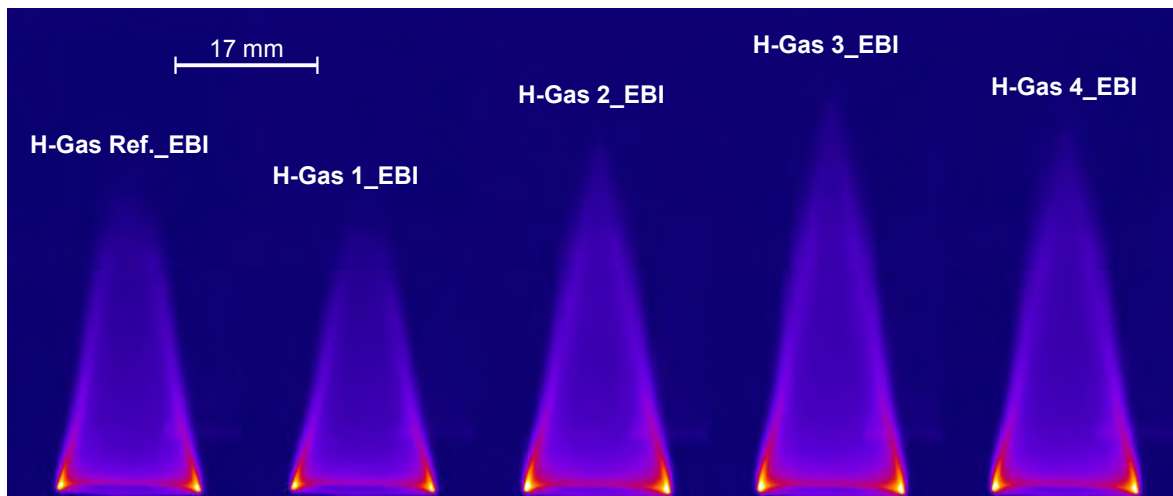


Abbildung 4-32: Falschfarbendarstellung der Chemolumineszenzaufnahmen bei $\lambda = 310 \text{ nm}$ als Funktion der Gasbeschaffenheit, Brenngasnamen kennzeichnen ungefähre Flammenkegelhöhe anhand des OH^* -Signals

Auch hier fielen die Unterschiede wie in der Tabelle 4-10 oder der Abbildung 4-33 dargestellt zwischen den G 260- und $\pm 2 \%$ -Schwankungsbreiten gering aus. Anhand der Messwerte in der Tabelle 4-10 wird aber deutlich, dass die Sonde vor allem Fremdluft oberhalb der Diffusionsflamme mit maß. Die relativen Trends blieben aber trotzdem gut erkennbar und waren reproduzierbar. Aufgrund der geringen prinzipbedingten Effekte wurden keine Diffusionsflammen simuliert, um sich stärker der Simulation von Vormischflammen widmen zu können.

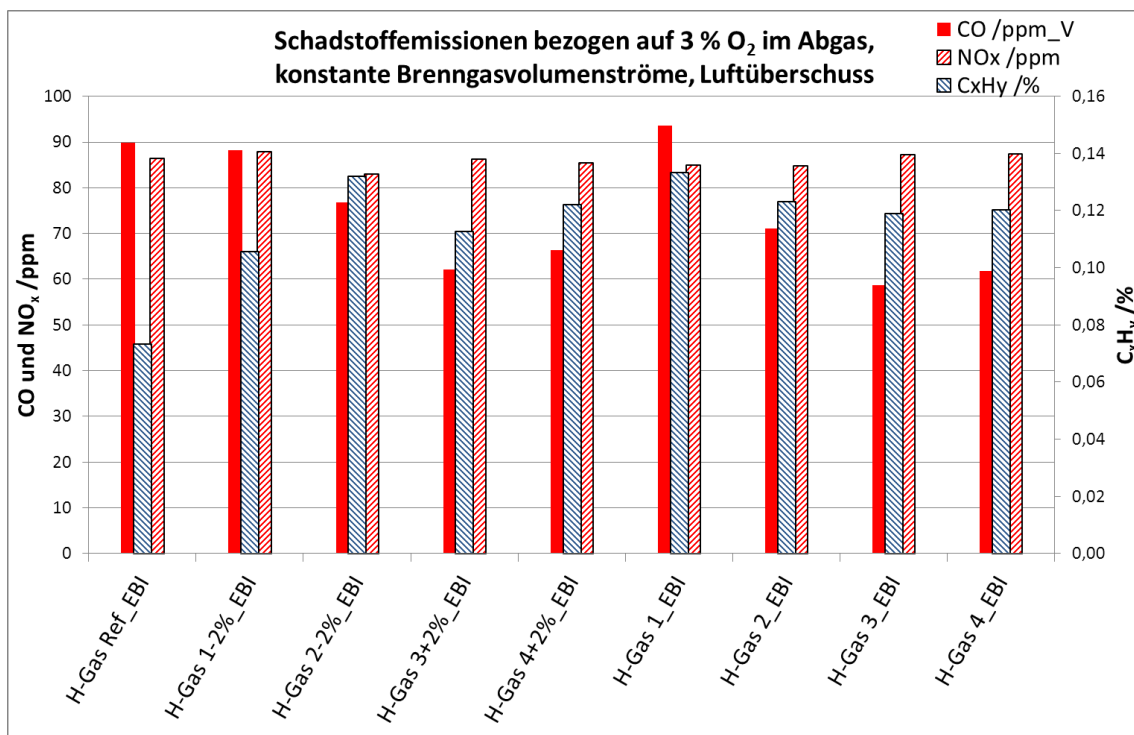


Abbildung 4-33: Schadstoffemissionen für Diffusionsflammen

Tabelle 4-10: Messwerte der Diffusionsflamme in Hüb = 164 mm

Gas	CO /ppm	CxHy /ppm	Nox /ppm	NO /ppm	NO2 /ppm	T_Abgas /°C	O2_Abgas /Vol-%	CO2_Abgas /Vol-%
H-Gas Ref_EBI	9,5	77,4	9,1	6,6	2,5	305,1	19,1	1,1
H-Gas 1-2%_EBI	9,2	110,4	9,2	6,6	2,6	300,0	19,1	1,0
H-Gas 2-2%_EBI	7,7	131,7	8,3	6,2	2,1	293,8	19,2	0,9
H-Gas 3+2%_EBI	8,5	154,6	11,8	9,1	2,7	349,2	18,5	1,4
H-Gas 4+2%_EBI	8,1	149,6	10,5	7,9	2,5	333,4	18,8	1,2
H-Gas 1_EBI	8,7	124,0	7,9	5,8	2,2	284,8	19,3	0,9
H-Gas 2_EBI	8,5	146,9	10,1	7,7	2,5	325,9	18,9	1,2
H-Gas 3_EBI	7,9	160,3	11,8	9,1	2,7	351,4	18,6	1,4
H-Gas 4_EBI	7,7	150,8	11,0	8,4	2,6	340,9	18,7	1,3

Mit der eingesetzten Messtechnik und der ausreichenden Luftversorgung erwiesen sich die Diffusionsflammen in dieser Untersuchung vor allem hinsichtlich der Leistungsvariation als kritisch, wie es die ausgeprägten Sprünge bei den Abgastemperaturen zeigten. Beim Wechsel speziell zu Gasbeschaffenheiten mit den Indizes 3, 4 und 2 war mit einem deutlich höheren Wärmeeintrag auf das Wärmegut zu rechnen. In einer technischen Anwendung muss die ausreichende Verbrennungsluftversorgung sichergestellt sein, andernfalls können auch deutlich erhöhte CO-, NO_x- und C_xH_y-Emissionen und sogar nennenswerte Rußemissionen auftreten.

4.2.2.4 Vergleich Messung und Simulation

Beim Vergleich der Simulationen mit den Messwerten stachen einige Punkte hervor. Die Steigung der Temperaturverläufe in den Reaktionszonen der Flammen korrelierte in den Simulationen gut mit den OH*-Intensitätsverläufen. Die berechneten CO-Konzentrationen lagen bei Luftüberschuss niedriger als die Messergebnisse, bei $\lambda \leq 1$ deutete sich eine Umkehr an. Durch die Steilheit der erkennbaren CO-Emissionskante in den Simulationen sollte die CO-Konzentration die Messergebnisse bei fetten Flammen übertreffen, wie es die Abbildung 4-34 extrapoliert andeutete.

Selbst bei Ansatz eines Restsauerstoffgehalts von 0 % blieben für $\lambda_{Ref} \geq 1,08$ die CO-Werte unter 3.000 ppm, während die Simulation fast 2 % als CO-Gehalt im Abgas für die Flamme „H-Gas 3_EBI“, $\lambda_{Ref} = 1,08$ ohne Konstanthaltung dieser Luftzahl berechnete (Abbildung 4-10). Eine wesentliche Ursache für die Abweichungen lag in der bereits erwähnten radialen Begrenztheit der kleinen Modellflamme mit dem relativ großen Flammenrandflächen-Flammenvolumenverhältnis und dem ausgeprägten Quenching der Flamme im Randbereich. Die Flammen kühlen zum Rand einerseits ab, womit der Ausbrand von CO zu CO₂ verlangsamt wurde. Andererseits konnte trotz Ringstroms und Kamin Luft in die Flamme diffundieren und die Luftzahl erhöhen. Für CO fallen die gemessenen Trends an den laminaren Vormischflammen zu gleichmäßig entsprechend dem Luftbedarf gegenüber den Simulationen oder größeren Vormischbrennern mit Brennkammer aus, bei denen es im Prinzip zwei CO-Emissionskanten gibt. Eine bei $1 \leq \lambda \leq 1,1$ und eine weniger steile bei relativ hohen Luftzahlen, bei der die Flamme aufgrund zu hoher Luftzahl nicht mehr heiß genug nur unvollständig ausbrennt.

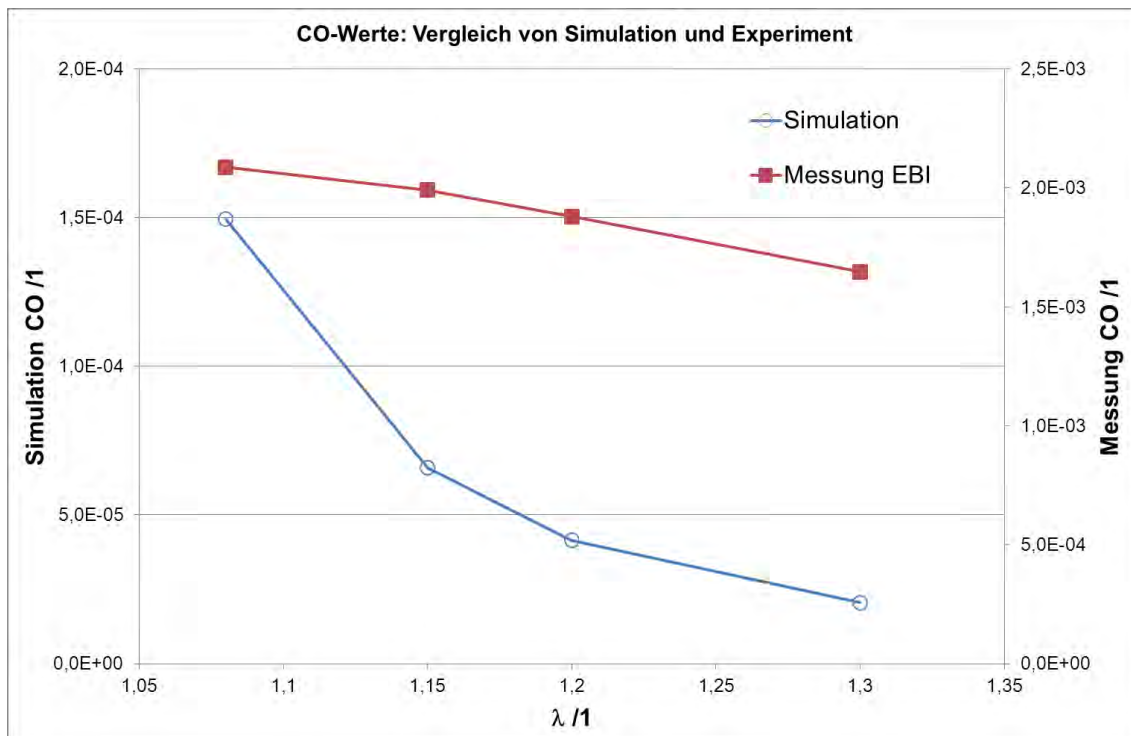


Abbildung 4-34: Vergleich der CO-Werte aus Messergebnissen (bezogen auf einen Restsauerstoffgehalt von 0 %) und Flammensimulationen

4.2.2.5 Zusammenfassung der theoretischen und experimentellen Laborflammenuntersuchungen und Ausblicke

Die umfangreichen Laboruntersuchungen von Vormischflammen und Diffusionsflammen und die Simulationen der Vormischflammen haben sehr deutlich die Effekte der Brenngaszusammensetzung und des Luftbedarfs aufgezeigt, die bei Gasbeschaffenheitsschwankungen einem Prozess aufgeprägt werden. Die Labor-Vormischflamme ist als Modellsystem für größere Brenner so nicht geeignet, die Ergebnisse sind tendenziell bzw. qualitativ zu werten. Ohne Kompensationsansätze sind vor allem bei Flammen mit geringem Luftüberschuss erhöhte CO und NO_x-Emissionen zu beobachten. Die H₂-Beimischungen zeigen sich aufgrund der geringeren Energiedichte unkritisch bezüglich Emissionen und thermischen Belastungen. Hier ist für vormischende Systeme das Grenzgas G 222 in der EN 437 zu ersetzen, da es eher das Flammenabheben als den Flammenrückschlag fördert⁵. Die Untersuchungen verdeutlichen auch, dass selbst ± 2 %-Schwankungsbreiten im Wobbe-Index zu erhöhten und inakzeptablen Emissionswerten führen können, die nur unwesentlich niedriger ausfallen können wie Schwankungen bei Ausnutzung der DVGW G 260-Schwankungsbreite. Mit den eindeutigen Laborversuchen und den detaillierten Simulationen können hier vor allem Effekte durch Änderung des Luftbedarfs bei Änderung der Gasbeschaffenheit (siehe Abbildung 4-8) aufgezeigt werden, die grundsätzlich für Verbrennungsvorgänge gelten. Abhängig von der LuftzahlEinstellung für das Referenzgas und das Regelprinzip, konnten ähnlich wie bei den

⁵ Wie bereits erwähnt muss die spezifische Gas-Luft-Regelung beachtet werden.

Industriebrennern in den folgenden Kapiteln, beim Wechsel speziell zu den hochkalorischen Gasen mit dem Index 3 mitunter extreme CO-Anstiege festgestellt werden. Am Beispiel der Wechsel zwischen Gasen mit gleichem Wobbe-Index aber unterschiedlichem Luftbedarf (Indices 1 und 2 bzw. 3 und 4) konnte dargestellt werden, dass der Wobbe-Index nur eine sehr begrenzte Aussage über die Gasbeschaffenheit darstellt und seine Relevanz auch nur für Differenzdruckgeregelte Düsensysteme technisch gegeben ist. Damit werden einige Ergebnisse an den großen Anlagen qualitativ reproduziert.

Die Vorteile des Versuchsaufbaus sind, dass durch die unabhängigen Regelungen von Brenngas und Oxidatorstrom prinzipiell alle Regelungsvarianten im Feld abbildbar sind. Die Untersuchungen zeigen aber auch, dass die beiden Laborbrenner – speziell der Vormischbrenner in der eingesetzten Variante - als Modellbrenner für industrielle oder gewerbliche⁶ Brenner nur unter wesentlichen Einschränkungen eingesetzt werden können. Die hier beobachteten Effekte betreffen eine Vielzahl von eingesetzten Laborbrennern, wie z. B. auch den weiter verbreiteten McKenna-Vormischbrenner, siehe z. B. Hartung et al. [4.24]. Aufgrund der zum Teil sehr kleinen Flammen müssen Effekte im Randbereich der Flammen bei den Brennern stärker berücksichtigt werden. Diese Berücksichtigung kann 1. über eine vollständige Bilanzierung des Systems Laborbrenner mit Umgebung erfolgen. 2.: Alternativ können über Vergleichsmessungen mit dem Referenzsystem das Modellsystem im Prinzip kalibriert werden. 3.: Zur Minimierung von Randeffekten kann der Temperaturgradient radial durch externe Wärmequellen verringert werden. Das kann durch eine geeignete Co-Flow-Flamme wie bei Hartung et al. [4.24] oder eine externe elektrische Strahlungsheizung erfolgen. Die Co-Flow-Flamme muss bezüglich Strömung, Temperaturfeldern und Stoffmengengradienten auf die Kernflamme angepasst werden und trägt ihrerseits zu den Emissions- und Chemolumineszenzmessungen bei. In der Fortführung der Flammenversuche werden die erzielbaren Effekte mit der elektrischen Strahlungsheizung im Flammenrandbereich untersucht. Durch Heizleistungsvariation können die funktionalen Abhängigkeiten zwischen dem externen Temperaturfeld und der Flamme systematisch untersucht werden, ohne die komplexe Abstimmung zwischen zwei angrenzenden Flammen wie beim Co-Flow-Flammenkonzept vornehmen zu müssen.

Eine weitere Verbesserung der flachen Flammenstruktur bestünde wie oben erwähnt darin, die Lochanzahldichte analog zu Hartung et al. [4.24] zu erhöhen, um eine flachere Flammencharakteristik zu erzielen. Bei technisch angewendeten Lochmatrixbrennern liegt die Lochanzahldichte aber näher bei dem hier genutzten Brenner. Als Nachbildung einer Brennkammer bzw. von Wärmetauschern können bei vorgegebenen HÜB-Werten Edelstahlnetze/-lochbleche positioniert werden. Durch diese klassische Flammenstabilisierungsmaßnahme wären auch erweiterte Leistungsmodulationsmessungen bei guter Flammenstabilität möglich. Durch eine Brennkammernachbildung können zudem die Randeffekte bereits verringert werden, die zu einer besseren Vergleichbarkeit zwischen dem Modellsystem und größeren Brennern beitragen können. Weiterer Optimierungsbedarf am Testsystem besteht in der Verkleinerung der Messsondenspitze, um gezielter Abgase aus dem Kernbereich des Abgaskegels oberhalb der Flammen absaugen zu können.

Verbrennungssimulationen werden zunehmend wichtige Werkzeuge zur Flammenuntersuchung und zur Optimierung von Verbrennungsprozessen. Der Einsatz detaillierter Mechanismen begrenzt die Anwendbarkeit auf geometrisch nicht zu komplexe Brennräume fast nur noch wegen der

⁶ Häusliche Brenner können entsprechend auch abgebildet werden, sie sind aber nicht Gegenstand des Projekts.

Rechenzeiten. Für Erdgassimulationen ist der GRI 3.0 Mechanismus relativ verbreitet, höhere Kohlenwasserstoffe mit vier und mehr Kohlenstoffatomen werden aber nicht mehr durch diesen Mechanismus berücksichtigt. D. h. einige LNG können nur begrenzt mit dem GRI 3.0 Mechanismus abgebildet werden, alternative Mechanismen mit Einschluss von Butanen und höheren Kohlenwasserstoffen sind verfügbar.

Die eingesetzte Verbrennungsdiagnostik umfasste einen Temperaturfühler an der Brenneroberfläche, einen Abgasanalysator und ein bildgebendes Messsystem für die OH*-Flammenlumineszenz. Der Abgasanalysator kann funktional wie eine Lambdasonde mit kombinierter CO-Messung aufgefasst werden, weitere Abgasbestandteile werden ebenfalls erfasst. Über die Temperaturmessung an der Brenneroberfläche und in der Abgasmesssonde sind indirekt thermische Überlasten begrenzbar und eine Leistungsregelung möglich. Mit den Abgasmessungen können Regelkonzepte zur Verbrennungsgüte angesetzt werden. Neben diesen bereits in der Praxis angewandten Kompensationsmethoden ist die Flammenchemolumineszenzmessung für Gasanwendungen im Wesentlichen ein Forschungsgegenstand. Als Forschungswerkzeug zur Aufklärung von Flammenformen und Reaktionsfronten hat sich die OH*-Spektrometrie in dieser Untersuchung bewährt und wird weiterentwickelt.

4.2.3 Untersuchung verschiedener Industriebrenner

Im nachfolgenden Kapitel werden die Ergebnisse der Untersuchung verschiedener Industriebrenner vorgestellt. Diese wurden messtechnisch an den Versuchseinrichtungen der Forschungsstelle GWI und mit Hilfe der numerischen Simulation zur Validierung der Daten und Übertragung der Ergebnisse auf industrielle Großanlagen durchgeführt.

4.2.3.1 Betrachtete Gase für die Brenneruntersuchungen

Um die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf Verbrennungsvorgänge im Rahmen dieses Projekts zu veranschaulichen, wurde zuerst eine Reihe von Testgasen definiert, die jeweils an den Extrema des von der G 260 aufgespannten Zusammensetzungsraums für L- und H-Gase zu finden sind (siehe Abbildung 4-35). Hierzu wurde einem am Standort Essen vorliegenden Grundgas (Misch H-Gas Werne von Bunde) eine Reihe von Zusatzgasen (Propan, Wasserstoff, Kohlendioxid und Stickstoff) in definierten Mengen zugemischt, um die entsprechenden Werte für Wobbe-Index, Brennwert und relative Dichte einzustellen. Die Zusammensetzungen der Testgase sind in Tabelle 4-11 aufgeführt. Es sei an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass die Testgase anhand der in der G 260 (Stand 2008) definierten Grenzwerte zusammengestellt wurden. Abbildung 4-35 zeigt die neuen Grenzen der H- und L-Gase in Bezug auf die Fassung der G 260 aus dem Jahre 2013. Dies führt dazu, dass beispielsweise das Testgas L-Gas 1_GWI nach der neuen Version der G 260 nicht mehr im G 260-konformen Bereich liegt.

Tabelle 4-12 zeigt die berechneten Kennwerte der in Tabelle 4-11 aufgeführten Gase.

In der Abbildung 4-35 wurden die Gase H-Gas Ref_GWI, H-Gas 3_GWI, H-Gas 1_GWI, L-Gas Ref_GWI, L-Gas 2_GWI und L-Gas 1_GWI zusätzlich mit einem Viereck markiert, da sich die numerischen und experimentellen Untersuchungen aus Gründen des Aufwands auf diese Gase beschränken.

Tabelle 4-11: Zusammensetzungen der Referenz- und Testgase an der Forschungsstelle GWI

Gaskomponenten	Symbol	H-Gas	H-Gas	H-Gas	H-Gas	H-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas
		Ref._GWI	3_GWI	4_GWI	2_GWI	1_GWI	Ref._GWI	3_GWI	4_GWI	2_GWI	1_GWI
		x_i	x_i	x_i	x_i	x_i	x_i	x_i	x_i	x_i	x_i
		[mol-%]	[mol-%]	[mol-%]	[mol-%]	[mol-%]	[mol-%]	[mol-%]	[mol-%]	[mol-%]	[mol-%]
Methan	CH4	90,3133	67,7350	65,0256	60,5099	74,9600	80,3788	70,4444	71,3475	59,6068	60,5099
Stickstoff	N2	1,1735	1,1301	0,8449	5,7362	0,9740	12,0444	7,5153	4,0771	18,4545	13,9862
Kohlenstoffdioxid	CO2	1,4300	1,0725	1,0296	5,9081	2,8869	1,2727	6,6154	2,8097	6,0438	5,5781
Ethan	C2H6	5,4554	4,0916	3,9279	3,6551	4,5280	4,8553	4,2552	4,3098	3,6006	3,6551
Propan	C3H8	1,1916	15,6437	12,6180	13,9984	0,9890	1,0605	8,6294	0,9414	6,9065	1,4584
n-Butan	n-C4H10	0,1643	0,1232	0,1183	0,1101	0,1364	0,1462	0,1282	0,1298	0,1084	0,1101
2-Methylpropan	i-C4H10	0,1588	0,1191	0,1143	0,1064	0,1318	0,1413	0,1239	0,1255	0,1048	0,1064
n-Pentan	n-C5H12	0,0321	0,0241	0,0231	0,0215	0,0266	0,0286	0,0250	0,0254	0,0212	0,0215
2-Methylbutan	i-C5H12	0,0406	0,0305	0,0292	0,0272	0,0337	0,0361	0,0317	0,0321	0,0268	0,0272
n-Hexan	n-C6H14	0,0404	0,0303	0,0291	0,0271	0,0335	0,0360	0,0315	0,0319	0,0267	0,0271
Wasserstoff	H2		10,000	16,240	9,9000	15,3000		2,200	16,1700	5,1000	14,5200

Tabelle 4-12: Kennwerte der Referenz- und Testgase an der Forschungsstelle GWI

Bezeichnung	Kurzbez./ Phys. Einheit	H-Gas	H-Gas	H-Gas	H-Gas	H-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas	L-Gas
		Ref._GWI	3_GWI	4_GWI	2_GWI	1_GWI	Ref._GWI	3_GWI	4_GWI	2_GWI	1_GWI
Molare Masse	M [kg/kmol]	17,888	20,192	18,393	21,571	15,904	19,002	21,662	16,079	21,805	18,300
Normdichte	ρ_n [kg/m³]	0,80039	0,90428	0,82309	0,96584	0,71101	0,84992	0,96983	0,71876	0,97550	0,81797
Relative Dichte	d [-]	0,61906	0,69941	0,63661	0,74702	0,54992	0,65736	0,75011	0,55592	0,75449	0,63265
Brennwert	H _s [MJ/kg]	51,961	52,151	53,099	43,763	51,259	43,535	41,648	48,542	35,031	37,099
Brennwert	H _{sv} [MJ/m³]	41,590	47,159	43,705	42,268	36,446	37,001	40,391	34,890	34,173	30,346
Brennwert	H _{sv}	11,553	13,100	12,140	11,741	10,124	10,278	11,220	9,692	9,492	8,429
Heizwert	H_i [MJ/kg]	46,940	47,310	48,068	39,693	46,147	39,327	37,742	43,685	31,715	33,397
Heizwert (Vol.)	H _{iv} [MJ/m³]	37,570	42,781	39,564	38,337	32,811	33,425	36,604	31,399	30,938	27,318
Heizwert (Vol.)	H_{iv}	10,436	11,884	10,990	10,649	9,114	9,285	10,168	8,722	8,594	7,588
Wobbeindex	W _s [MJ/m³]	52,859	56,390	54,777	48,904	49,147	45,637	46,636	46,794	39,342	38,152
Wobbeindex	W _s [kWh/m³]	14,683	15,664	15,216	13,584	13,652	12,677	12,954	12,998	10,928	10,598

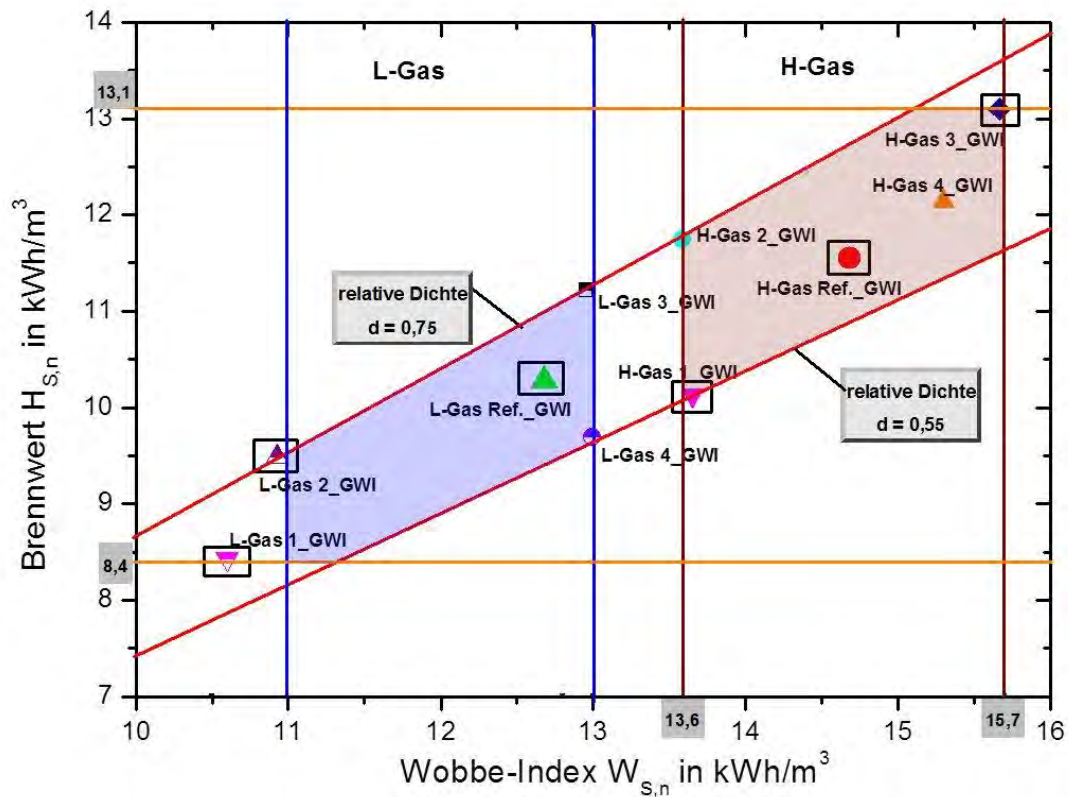


Abbildung 4-35: Brennwert in Abhängigkeit vom Wobbe-Index unter Berücksichtigung der zulässigen Schwankungsbreiten für H- und L-Gase mit den Grenzen G 260 (Stand März 2013)

4.2.3.2 Die untersuchten Brenner

Es wurden vier verschiedene Brennertypen, die auf den unterschiedlichen Verbrennungskonzepten basieren, untersucht:

- Hochimpulsbrenner (Brenner 1)
- Niedrigimpulsbrenner (Brenner 2)
- COSTAIR-Brenner, der auf dem Verbrennungskonzept der kontinuierlichen Luftstufung basiert. (Brenner 3)
- Eindüsen-FLOX-Brenner, der nach dem Prinzip der flammlosen Oxidation (FLOX) arbeitet. (Brenner 4)

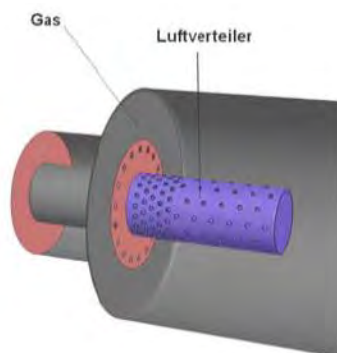
In Abbildung 4-36 sind die untersuchten Brenner dargestellt. Diese Brennerauswahl und die Leistungsklassen geben nach dem Kenntnisstand der bearbeitenden Forschungsstellen einen guten Einblick in die große Vielfalt der eingesetzten Industriebrenner und wurden mit der Projektbegleitgruppe abgestimmt.



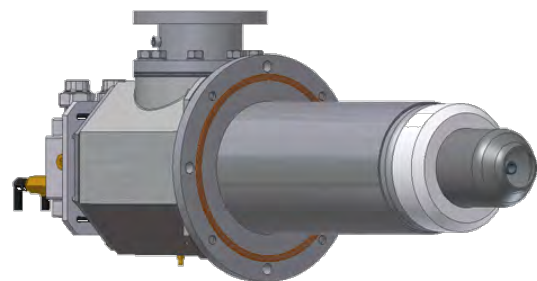
a) Hochimpulsbrenner (Brenner 1)



b) Niedrigimpulsbrenner (Brenner 2)



c) COSTAIR-Brenner (Brenner 3)



d) FLOX-Brenner (Brenner 4)

Abbildung 4-36: Untersuchte Industriebrenner

Alle hier vorgestellten Brenner sind für eine Leistung von 200 kW und Erdgas ausgelegt. Die Luftvorwärmtemperatur unterscheidet sich bei den Brennern und wurde individuell angepasst.

4.2.3.3 Numerische Simulation der untersuchten Industriebrenner

Bei allen Simulationen wurden die Brenner in die Geometrie des im nachfolgenden Kapitel dargestellten Hochtemperaturversuchsstandes der Forschungsstelle GWI eingefügt, an dem auch die experimentellen Untersuchungen durchgeführt wurden.

Im Folgenden werden exemplarisch die Simulationsergebnisse für einen Brenner (Brenner 1) dargestellt und interpretiert. Die Ergebnisse der weiteren Brennersimulationen sind im Anhang zu finden.

Für die Simulationen wurde das CFD-Programm Ansys/FLUENT verwendet.

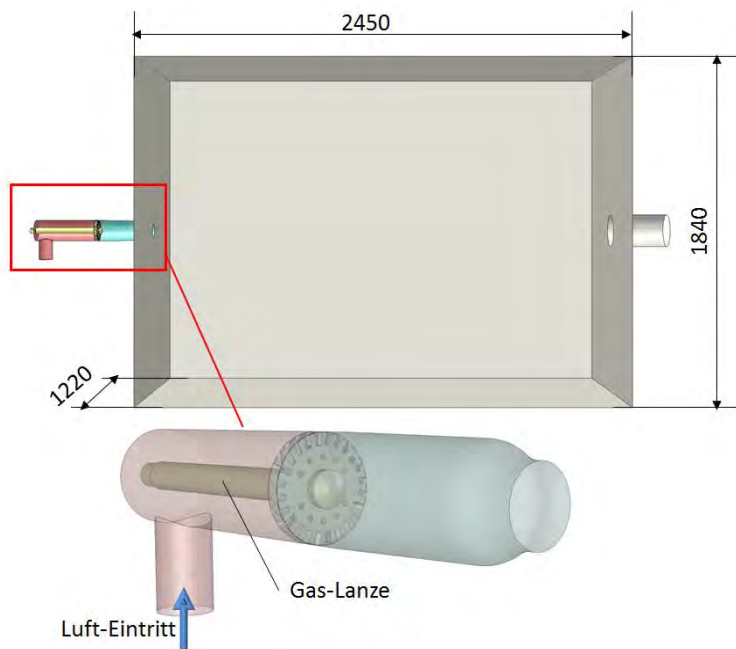


Abbildung 4-37: Abbildung des GWI-Versuchsofen und des Brenners 1

Abbildung 4-37 zeigt die den Berechnungen zugrunde liegende Geometrie des Versuchsofens an der Forschungsstelle GWI mit dem Brenner 1, der Gas-Lanze, dem Luft-Eintritt und dem Drallkörper.

Das keramische Flammrohr mit reduziertem Austrittsdurchmesser weist die typische Form für Hochgeschwindigkeitsbrenner auf. Sie wird so in den Ofen eingebaut, dass die Austrittsebene bündig mit der Ofenwand abschließt. Durch eine spezielle geometrische Gestaltung des Brennerkopfs wird eine intensive Vermischung von Gas und Luft sowie eine verdrallte Strömung im Flammrohr und im Ofen erreicht. Bei Verbrennung wird Brennstoff durch die Gasdüsen radial und damit senkrecht zur Verbrennungsluft eingedüst, während die Verbrennungsluft durch die Drallplatte strömt.

Anhand der hier vorgestellten Simulationen wurden nun verschiedene Szenarien einer möglichen Gasbeschaffenheitsschwankung sowie die Auswirkungen auf Flammenform, Ausbrand, Wärmeübertragung, Emissionsverhalten usw. untersucht. Diese Szenarien repräsentieren typische Zustände in der Industrie.

Im **ersten Szenario** wurde die Brennerleistung konstant auf 200 kW und das Luftverhältnis ebenfalls konstant auf 1,15 eingestellt. Bei diesen Untersuchungen wurde nur die Gaszusammensetzung analog Tabelle 4-11 geändert. D. h., hier wurden jeweils die Luft- und Gasvolumenströme angepasst.

Im **zweiten Szenario** wurden die Luft- und Volumenströme konstant gehalten und die Gaszusammensetzung geändert.

Ausgangsbetriebseinstellungen waren für die hier vorgestellten Rechnungen:

- Thermische Leistung: 200 kW
- Luftzahl: 1,15

- Gastemperatur: 20 °C
- Lufttemperatur: 200 °C

Da im Rahmen dieses Projektes Brenngase mit unterschiedlichen Zusammensetzungen untersucht wurden, bot sich die Verwendung des PDF-Gleichgewichtsmodells an, da nur dieses detaillierte Zusammensetzungen der verschiedenen Brenngase in konsistenter Weise abbilden kann. Als Turbulenzmodell wurde das realizable k-ε Turbulenzmodell verwendet, als Strahlungsmodell kam das Discrete-Ordinates-Modell zum Einsatz. Die NO_x-Verteilungen wurden im Anschluss an die Simulationen in einem Post-Processing-Schritt bestimmt.

4.2.3.3.1 Ergebnisse der Untersuchungen für Brenner 1 bei einer konstanten Leistung von 200 kW für alle Gase

In Tabelle 4-13 sind die eingestellten Volumenströme für die durchgeführten Simulationen für 200 kW und einer Luftzahl von 1,15 bei unterschiedlicher Gaszusammensetzung aufgeführt. Gerade beim Brenngasvolumenstrom sind erhebliche Unterschiede zu erkennen. Die Auswirkungen auf unterschiedliche Aspekte der Verbrennung werden anhand der nachfolgenden Ergebnisse dargestellt. Die Gasmischungen L-Gas 2_GWI nach Tabelle 4-13 wurde gewählt, weil L-Gas 3_GWI zu nah am Referenzgas lag.

Tabelle 4-13: Betriebsdaten für die untersuchten Gase für eine konstante Leistung von 200 kW

Gasart	Leistung [kW]	H _{u,n} [kWh/m ³]	ρ _{n,Gas} [kg/m ³]	V _{n,Gas} [m ³ /h]	L _{min} [m ³ _{Luft} /m ³ _{Br.}]	λ [-]	V _{n,Luft} [m ³ /h]
H-Gas Ref_GWI	200	10,436	0,8004	19,16	9,990	1,15	220,2
H-Gas 3_GWI	200	11,884	0,9043	16,83	11,270	1,15	218,1
H-Gas 1_GWI	200	9,114	0,7110	21,94	8,650	1,15	218,3
L-Gas Ref_GWI	200	9,285	0,8499	21,54	8,890	1,15	220,2
L-Gas 2_GWI	200	8,594	0,9755	23,27	8,178	1,15	218,9
L-Gas 1_GWI	200	7,588	0,8180	26,36	7,190	1,15	217,9

In Abbildung 4-38 sind die mit dem Parameter Geschwindigkeit eingefärbten Stromlinien der Gas- und Luftströme in dem keramischen Flammrohr bei der Verbrennung des Referenzgases H-Gas Ref_GWI dargestellt. Die Verläufe der Stromlinien verdeutlichen, dass es zu einer intensiven Vorvermischung von Brenngas und Luft sowie zu einer stark verdrallten Strömung durch die Geometrie des Brennerkopfes kommt.

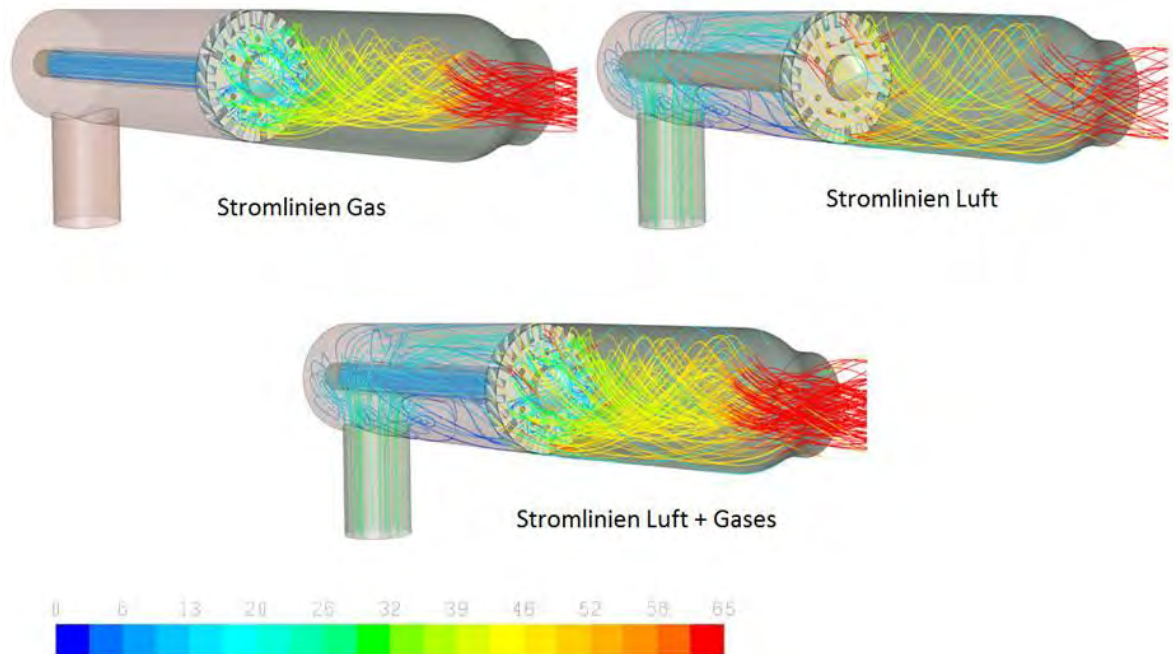


Abbildung 4-38: Stromlinien des Gases und der Luft bei der Verbrennung von H-Gas Ref._GWI (die Farbskala definiert die Geschwindigkeiten in m/s)

Die Simulationsergebnisse zeigen (s. auch Tabelle 4-14), dass die Temperaturen sowohl in der Reaktionszone als auch am Austritt des Abgasrohres mit steigenden Heizwerten zunehmen. Aufgrund des höheren Wasserstoffanteils im H-Gas 1_GWI ($x_{H_2} = 15,3$ mol-%) ist die maximale Temperatur im Ofen und am Austritt des Abgases fast identisch mit der Temperatur beim H-Gas Ref_GWI, obwohl der volumetrische Heizwert des Referenz-H-Gases um ca. 15 % höher liegt. Die spezifischen Heizwerte der beiden Gase sind jedoch annähernd gleich, sodass sich sehr ähnliche Geschwindigkeits- und Temperaturverteilungen einstellen. Die Simulationsergebnisse der beiden mit Wasserstoff angereicherten L-Gase zeigen eine ähnliche Tendenz.

Die CO-Darstellung in Abbildung 4-39 zeigt, dass aufgrund des konstanten Luftverhältnisses von 1,15 keine CO-Emissionen im Abgas für alle simulierten Varianten nachweisbar waren.

In Abbildung 4-40 sind die berechneten Temperaturverteilungen auf der Innenwandfläche des Ofens für die verschiedenen H- und L-Gaszusammensetzungen dargestellt. Während die Wandtemperaturverteilungen qualitativ ähnlich sind, ergeben sich quantitativ deutliche Unterschiede, insbesondere beim Vergleich vom Referenzfall H-Gas Ref._GWI mit dem Fall H-Gas 3_GWI. Ähnliche Unterschiede zeigen sich auch beim Vergleich der Gesamtwärmestromdichten (siehe Abbildung 4-41). Dies ist im Wesentlichen auf die höhere lokale Konzentration der strahlungsaktiven drei-atomigen Spezies CO_2 in der unmittelbaren Nähe dieser Wandregion zurückzuführen. Die anders gearbete chemische Zusammensetzung des Brennstoffs (H-Gas 3_GWI enthält knapp 16 mol-% Propan) führt in diesem Fall zu deutlich höheren Temperaturen in diesem Wandbereich.

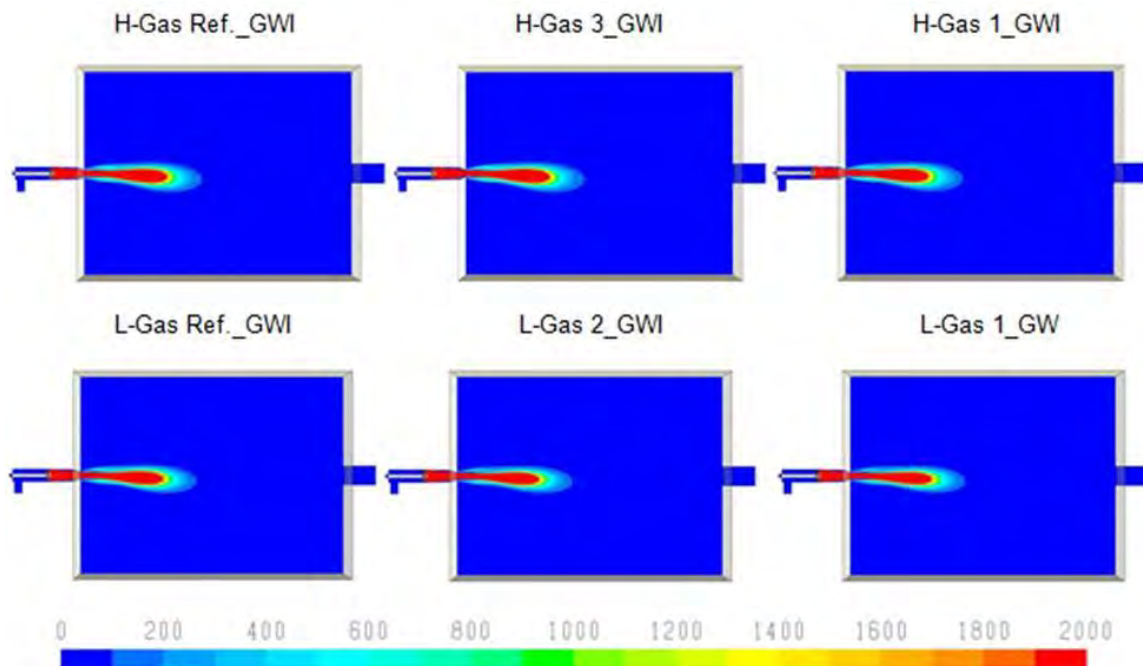


Abbildung 4-39: CO-Verteilung in ppm in der vertikalen Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung der untersuchten H- und L-Gase

Auffällig sind auch die lokal höheren Wandtemperaturen und -wärmestromdichten an der Frontwand des Ofens in unmittelbarer Nähe des keramischen Flammrohrs. Durch den hohen Wasserstoff- und Propananteil im H-Gas 3_GWI liegen die Bereiche höherer Temperatur in der Reaktionszone deutlich näher an der Stirnwand.

Bei den L-Gasen ergeben sich sehr viel geringere Unterschiede bei Wandtemperaturen und -wärmestromdichten.

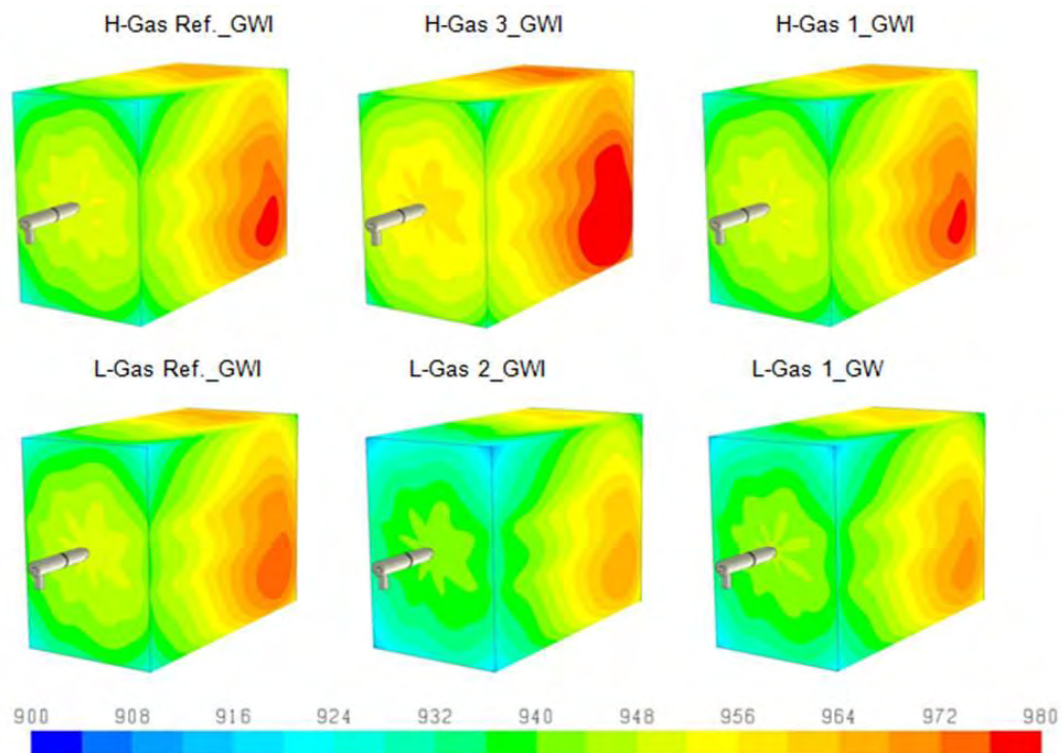


Abbildung 4-40: Temperaturverteilung auf der Wandoberfläche des Ofens in °C bei der Verbrennung der untersuchten H- und L-Gase

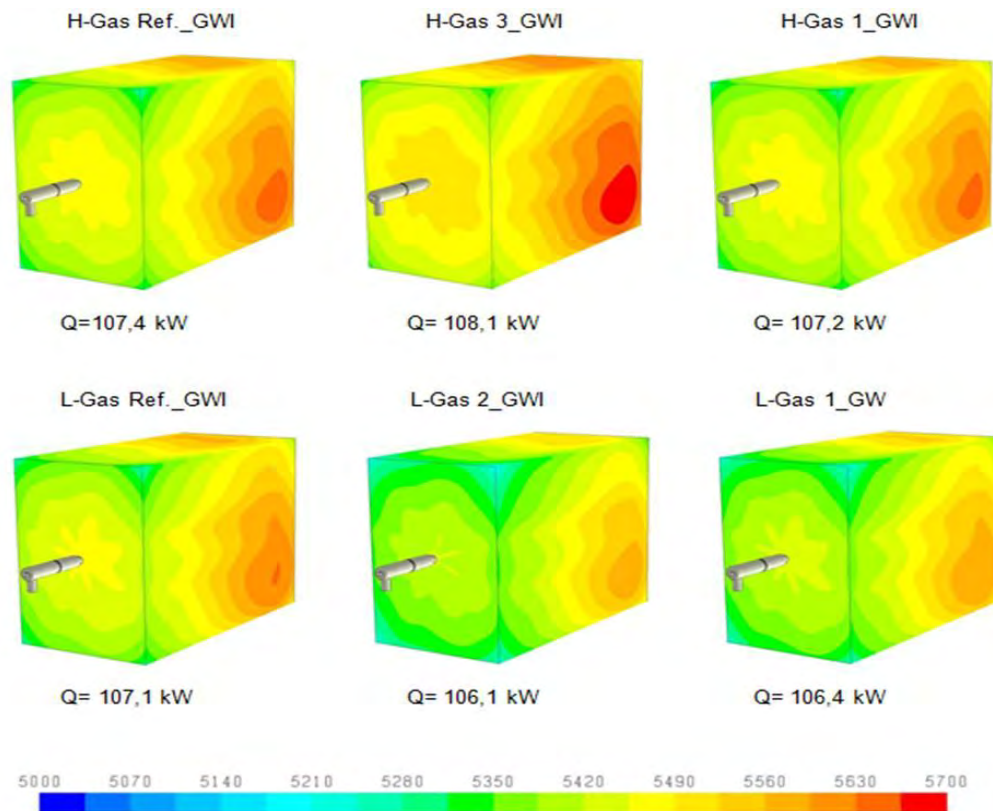


Abbildung 4-41: Gesamtwärmestromdichteverteilung in W/m^2 an den Wänden bei der Verbrennung der untersuchten H- und L-Gase

In der Tabelle 4-14 sind die Temperaturen und NO_x -Emissionswerte im Abgas sowie die berechneten Druckverluste von Luft und Gas für die Testgase aufgelistet. Erwartungsgemäß sind die Maximaltemperaturen und die Temperaturen im Abgas bei den H-Gasen höher als bei den L-Gasen. Aufgrund des hohen H_2 -Anteils im H-Gas 1_GWI ($x_{H_2} = 15,3 \text{ mol-\%}$) und im L-Gas 1_GWI ($x_{H_2} = 14,52 \text{ mol-\%}$) sind die Temperaturen in der Reaktionszone und im Abgas annähernd deckungsgleich zu den Temperaturen der Referenz-Gase, obwohl der volumetrische Heizwert der Referenz-Gase um ca. 15 % (H-Gas Ref_GWI) bzw. ca. 22 % (L-Gas Ref_GWI) höher liegt. Die etwas niedrigeren Temperaturen bei der Verbrennung des L-Gas 2_GWI erklären sich durch den als hohen Anteil inerten N_2 ($x_{N_2} = 18,46 \text{ mol-\%}$) im Brenngas. Zum Vergleich sind in der Tabelle 4-14 neben den maximal in der Simulation auftretenden Temperaturen auch die adiabaten Flammentemperaturen dargestellt. Diese ergeben sich ausschließlich aus der chemischen Zusammensetzung der Brenngase und bieten sich daher als fallunabhängige Vergleichsgröße der maximal chemisch möglichen Verbrennungstemperaturen an.

Aufgrund der höheren Volumenströme ergeben sich für die L-Gase größere Druckverluste als für die H-Gase. Die Simulationsergebnisse zeigen, dass die Druckverluste von Luft bei allen untersuchten Gasen fast identisch sind, da sich die Volumenströme der Verbrennungsluft nur geringfügig voneinander unterscheiden. Beim Wechsel vom Referenzgas zu den anderen Testgasen beträgt die Differenz im gaseitigen Druckverlust bei den H-Gasen ca. 1 mbar, bei den L-Gasen dagegen bis zu

5 mbar. Bei druckgeregelten Brennern kann es somit im Umkehrschluss zu einem deutlichen Leistungsverlust kommen.

Die bei der Verbrennung der H-Gase entstandenen generell höheren NO_x-Emissionen im Vergleich zu den L-Gasen sind auf die höheren Temperaturen und höheren Anteile an inertem Material in der Reaktionszone zurückzuführen. Die deutliche Steigerung der NO_x-Emissionen zwischen Referenzgas und H-Gas 3_GWI betragen über 20 % und ist ebenfalls auf die höheren Temperaturen in der Reaktionszone und andererseits auf den erhöhten Wasserstoffanteil zurückzuführen. Solche Erhöhungen können zu Überschreitungen der Grenzwerte oder bei nachgeschalteten DENOX-Anlagen z. B. zu einem deutlichen Anstieg der Betriebskosten führen.

Tabelle 4-14: Berechnete Temperaturen, Druckverluste von Luft und Gas, NO_x-Werte für H- und L-Gase der Forschungsstelle GWI

Gasart	T _{Ad.-Fl.} [°C]	T _{Max.} [°C]	T _{Abgas} [°C]	Δp _{Luft} [mbar]	Δp _{Gas} [mbar]	NO _{x, Abgas} - bzg. auf 3 Vol.-% O ₂ [ppm]
H-Gas Ref._GWI	1961	1934	1054	35,4	14,4	72
H-Gas 3_GWI	1983	1950	1061	34,7	13,3	94
H-Gas 1_GWI	1968	1938	1052	35,0	15,7	79
L-Gas Ref._GWI	1947	1925	1040	35,9	17,4	56
L-Gas 2_GWI	1936	1919	1035	35,9	21,3	38
L-Gas 1_GWI	1941	1930	1044	35,8	22,3	42

Tabelle 4-15 zeigt die integralen Wärmebilanzen der untersuchten Fälle. Es wird deutlich, dass - integral betrachtet - kaum Unterschiede festzustellen sind, allerdings zeigt Abbildung 4-41, dass sich lokal durchaus signifikante Differenzen je nach verwendetem Brenngas ergeben können.

Um die Auswirkung der Gasbeschaffenheitsänderungen auf Verbrennungsvorgänge zu verdeutlichen, sind die Komponenten des trockenen Abgases der untersuchten H- und L-Gase in der nachfolgenden Tabelle 4-16 aufgeführt. Aufgrund des höheren Propan-Anteils im H-Gas 3_GWI (s. Tabelle 4-11) liegen die CO₂-Emissionen bei der Verbrennung dieses Gases höher als bei den anderen beiden H-Gasen. CO₂ ist mit H₂O im Abgas für eine höhere Wärmeübertragung durch Strahlung verantwortlich, weswegen die Wärmeströme an den Ofenwänden bei der Verbrennung des H-Gas 3_GWI am höchsten sind.

Tabelle 4-15: Wärmebilanzen für H- und L-Gase der Forschungsstelle GWI

Gasart	Q _{Reaktion} [kW]	Q _{Luft} [kW]		Q _{Ofenwände} [kW]	Q _{Abgas} [kW]
H-Gas Ref._GWI	200	14		107,4	106,6
H-Gas 3_GWI	200	14		108,1	105,9
H-Gas 1_GWI	200	14		107,2	106,8
L-Gas Ref._GWI	200	14		107,1	106,9
L-Gas 2_GWI	200	14		106,1	107,9
L-Gas 1_GWI	200	14		106,4	107,6

Tabelle 4-16: Berechnete Abgaszusammensetzungen für die untersuchten H- und L-Gase der Forschungsstelle GWI

Gasart	Zusammensetzung des Abgases (trocken) [Mol.-%]		
	CO ₂	N ₂	O ₂
H-Gas Ref._GWI	10,18	86,50	3,31
H-Gas 3_GWI	10,48	86,27	3,25
H-Gas 1_GWI	9,97	86,72	3,31
L-Gas Ref._GWI	10,10	86,68	3,23
L-Gas 2_GWI	10,58	86,13	3,29
L-Gas 1_GWI	10,13	86,58	3,29

4.2.3.3.2 Ergebnisse der Untersuchungen für Brenner 1 bei konstanten Brenngas- und Luftvolumenströmen

Erstes Szenario: Umstellung der Gaszusammensetzung von H-Gas 3_GWI auf H-Gas 1_GWI

Im nächsten Schritt wurde mit dem verwendeten Brenner ein „Worst Case“-Szenario durchgespielt: der Brenner ist für eine gegebene Luftzahl und Leistung, basierend auf dem hochkalorischen H-Gas

3_GWI, eingestellt, wird aber plötzlich auf H-Gas 1_GWI (niedrigerer Brennwert) umgestellt, siehe Abbildung 4-42. Die Volumenströme von Brenngas und Luft werden jedoch nicht für die neue Gasbeschaffenheit angepasst. Durch die veränderte Gaszusammensetzung kommt es zu Abweichungen der Feuerungsleistung, der Stöchiometrie und damit auch der Schadstoffemissionen. Die Erdgase „H-Gas 3_GWI“ und „H-Gas 1_GWI“ sind Eckpunkte im Wobbe-Index-Diagramm (Abbildung 4-42) und stellen Extremwerte dar. In der Realität sind solche Schwankungsbreiten unüblich. Die zusammengestellten Zahlen und die Simulationsergebnisse verdeutlichen jedoch die Problematik der Gasbeschaffenheitsänderung durch Schwankungen im Verteilernetz.

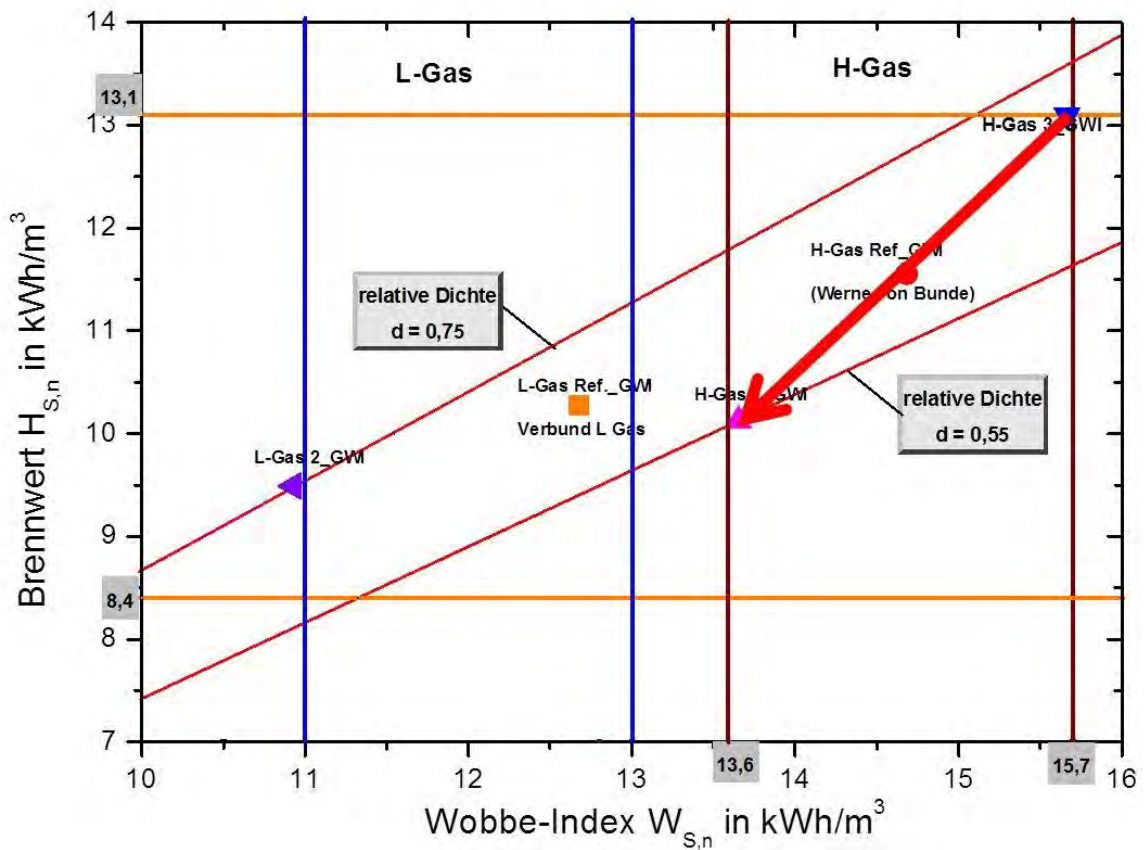


Abbildung 4-42: Umstellung von H-Gas 3_GWI auf H-Gas 1_GWI

Um dieses Szenario abzubilden, wurde die Verbrennungssimulation für Brenner 1 zuerst mit H-Gas 3_GWI bei einem Normvolumenstrom von 16,86 m³/h, entspricht eine Leistung von 200 kW, für eine Luftzahl von 1,15 und eine Brenngastemperatur von 25 °C durchgeführt. Die Verbrennungsluft hat eine Vorwärmtemperatur von 200 °C. Im zweiten Schritt wurden die Volumenströme des Brenngases und der Verbrennungsluft konstant gehalten, die Zusammensetzung des Brennstoffs jedoch von H-Gas 3_GWI auf H-Gas 1_GWI geändert. Aufgrund des niedrigeren Heizwertes vom H-Gas 1_GWI kommt es zu einer Leistungsänderung von 23,5 % bei konstantem Volumenstrom. Der Brenngasmassenstrom ändert sich entsprechend der Dichteänderung um etwa 21 %. Die Luftzahl hingegen erhöht sich von 1,15 auf 1,50, da der Mindestluftbedarf für die Verbrennung des H-Gas 1_GWI weitaus niedriger ist. Die Tabelle 4-17 zeigt die Betriebsdaten der beiden untersuchten H-

Gase bei konstanten Volumenströmen für die Simulationen. Die anderen Betriebsparameter und Randbedingungen bleiben unverändert zur Simulation mit H-Gas 3_GWI.

Tabelle 4-17: Betriebsdaten der untersuchten Gase bei konstanten Volumenströmen (bei Umstellung von H-Gas 3_GWI auf H-Gas 1_GWI)

Gasart	$H_{l,n}$ [kWh/m ³]	Leistung [kW]	$\rho_{n, Gas}$ [kg/m ³]	$V_{n, Gas}$ [m ³ /h]	L_{min} [m ³ _{Luft} /m ³ _{Br.}]	λ [-]	$V_{n, Luft}$ [m ³ /h]
H-Gas 3_GWI	11,884	200	0,9043	16,83	11,27	1,15	218,1
H-Gas 1_GWI	9,114	153	0,7110	16,83	8,65	1,50	218,1

In Abbildung 4-43 sind vergleichend die berechneten Temperaturverteilungen in der Mittelebene des Ofens sowie die mittlere Abgasaustrittstemperatur für die beiden Brenngase dargestellt. Mit sinkender Leistung und steigender Luftzahl nimmt die Temperatur im Brennraum drastisch ab. Die Berechnungen ergaben, dass die Abgastemperatur am Austritt beim H-Gas 1_GWI um ca. 190 K niedriger liegt. Die Reaktionszone bei der H-Gas 1_GWI-Verbrennung ist erheblich kürzer und kompakter. Dies wird auch anhand der ermittelten CO-Verteilungen (Abbildung 4-44) deutlich. Der Ausbrand in beiden Fällen ist vollständig und es wurden keine CO-Emissionen im Abgas berechnet.

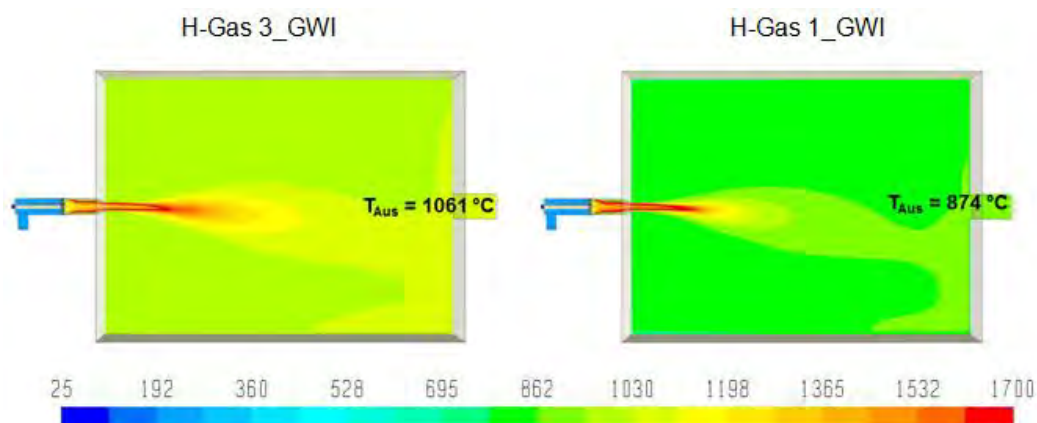


Abbildung 4-43: Temperaturverteilung in °C in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von H-Gas 3_GWI und H-Gas 1_GWI (Volumenströme sind konstant)

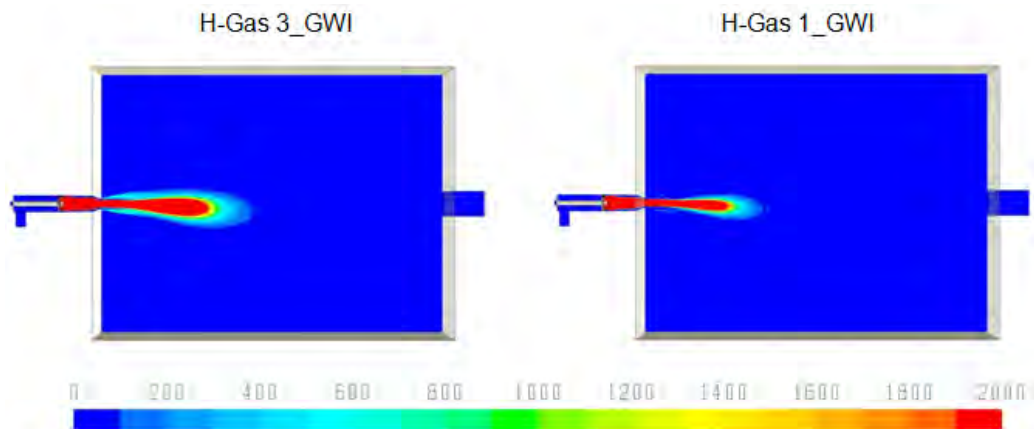


Abbildung 4-44: CO-Verteilung in ppm in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von H-Gas 3_GWI und H-Gas 1_GWI (Volumenströme sind konstant)

Nachfolgend werden in Abbildung 4-45 die Gesamtwärmestromdichteverteilung an den Wänden des Ofens sowie die über die Wände ausgekoppelte Wärmemenge für die zwei untersuchten Brennstoffe unter Annahme konstanter Volumenströme dargestellt. Während die Wärmestromverteilungen auf den Wandoberflächen qualitativ ähnlich sind, ergeben sich quantitativ erhebliche Unterschiede. Aufgrund der größeren eingebrachten Feuerungsleistung und der höheren CO₂- und H₂O-Konzentrationen bei der H-Gas 3_GWI-Verbrennung liegen höhere lokale Temperaturen und dadurch auch höhere Wärmestromdichten an den Ofenwänden vor als bei der Verbrennung des H-Gas 1_GWI. Die Wärmeübertragung durch die Wände erhöht sich im Vergleich zum Fall mit H-Gas 1_GWI um ca. 28 %.

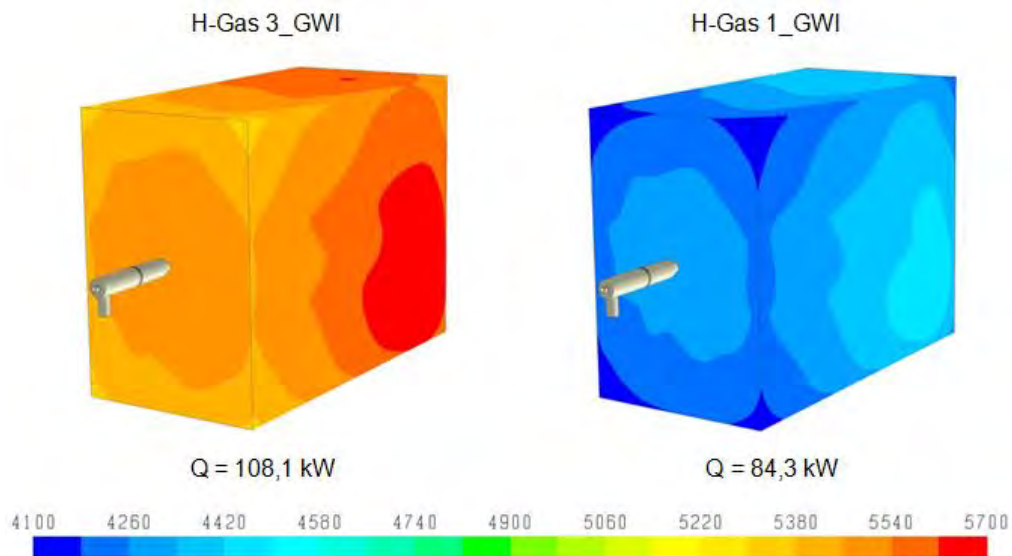


Abbildung 4-45: Gesamte Wärmestromdichteverteilung in W/m² an den Wänden bei der Verbrennung von H-Gas 3_GWI und H-Gas 1_GWI (Volumenströme sind konstant)

Zusammenfassend sind in Tabelle 4-18 die Temperaturen und die berechneten Druckverluste von Luft und Gas sowie gemittelten NO_x-Emissionswerte im Abgas für die Änderung der Gaszusammensetzung von H-Gas 3_GWI auf H-Gas 1_GWI für Brenner 1 aufgeführt. Aufgrund der niedrigeren Leistung und höheren Luftzahl bei H-Gas 1_GWI ist die Temperatur im Abgas deutlich geringer als bei näher-stöchiometrischen Verbrennung ($\lambda = 1,15$) von H-Gas 3_GWI. Die maximalen Temperaturen in der Reaktionszone sind dagegen in der Simulation annähernd gleich. Die Ursache hierfür liegt in der nichtvorgemischten Verbrennung. Bei dieser Verbrennungsform treten die Maximaltemperaturen immer im Bereich der stöchiometrischen Mischung auf. Entsprechend weisen die maximalen Flammentemperaturen für beide Brenngase bei $\lambda = 1$ keine großen Unterschiede auf. Die Druckverluste für Gas liegen trotz gleichem Volumenstroms im Fall von H-Gas 3_GWI etwas höher, dies erklärt sich durch die höhere Dichte des Gases. Aufgrund der höheren Ofenraumtemperaturen ergeben sich für H-Gas 3_GWI höhere NO_x-Emissionen.

Tabelle 4-18: Berechnete Temperaturen, Druckverluste von Luft und Gas sowie NO_x-Werte für das erste Szenario

Gasart	T _{Ad.-Fl.} [°C]	T _{Max.} [°C]	T _{Abgas} [°C]	Δp_{Luft} [mbar]	Δp_{Gas} [mbar]	NO _{x, Abgas} – bzg. auf 3 Vol.-% O ₂ [ppm]
H-Gas 3_GWI	1983	1950	1061	34,7	13,3	94
H-Gas 1_GWI	1947	1946	874	33,7	11,1	65

Der Vergleich der Wärmebilanzen für beide Fälle zeigt (Tabelle 4-19), dass aufgrund der geringeren eingebrachten Brennerleistung auch die übertragene Wärme auf die Wände und im Abgas deutlich abnimmt. Sollte hier also ein entsprechendes Wärmegut aufgeheizt oder die Abgaswärme anderweitig noch genutzt werden, würde es zu Effizienzproblemen kommen.

Tabelle 4-19: Wärmebilanzen für erstes Szenario

Gasart	Q _{Reaktion} [kW]	Q _{Luft} [kW]	Q _{Ofenwände} [kW]	Q _{Abgas} [kW]
H-Gas 3_GWI	200	14	108,1	105,9
H-Gas 1_GWI	153	14	84,3	82,7

Zweites Szenario: Umstellung der Gaszusammensetzung von H-Gas 1_GWI auf H-Gas 3_GWI

Bei den im Folgenden dargestellten Simulationen wird nun vom umgekehrten Szenario ausgegangen, d. h. ein für H-Gas 1_GWI kalibrierter Brenner wird plötzlich ohne Anpassung mit H-Gas 3_GWI betrieben, siehe Abbildung 4-46.

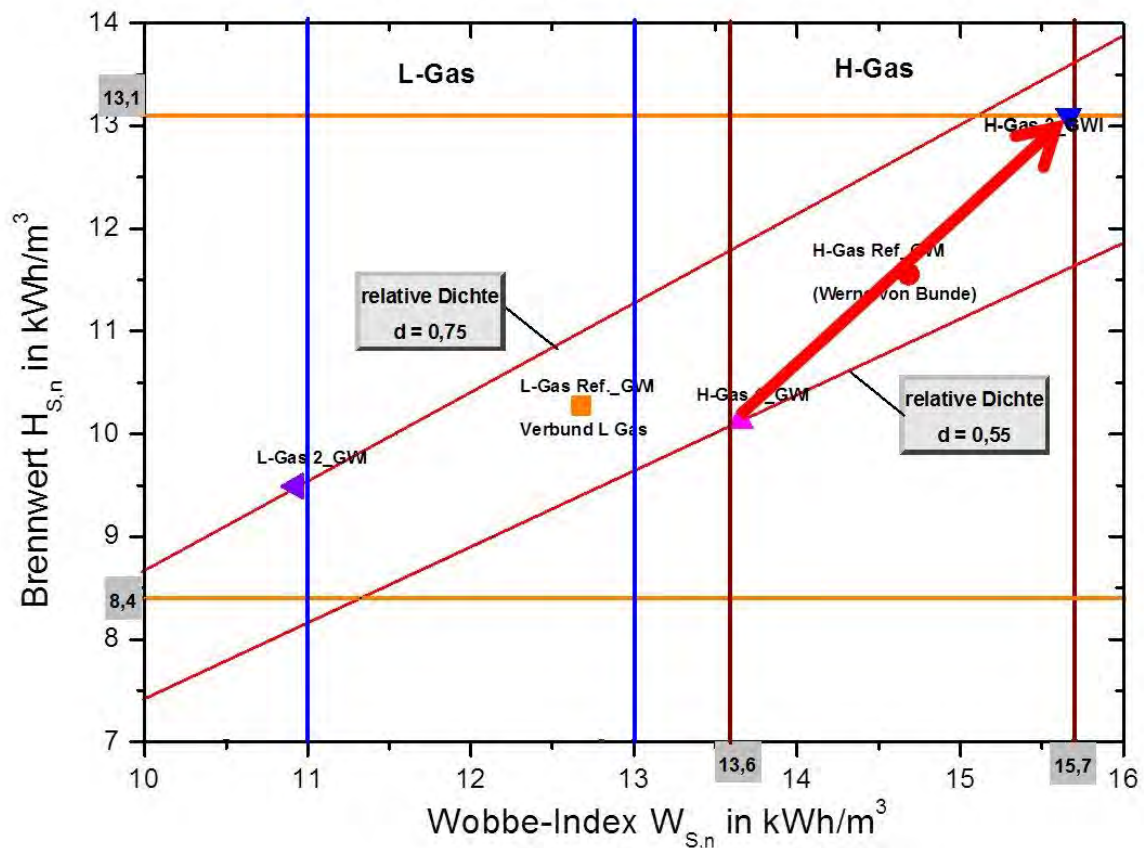


Abbildung 4-46: Umstellung von H-Gas 1_GWI auf H-Gas 3_GWI

Brenner 1 wurde zuerst mit der Gaszusammensetzung von H-Gas 1_GWI bei einem Normvolumenstrom von 21,96 m³/h, entsprechend einer Leistung von 200 kW, für eine Luftzahl von 1,15 simuliert. Die Brennstoff- und Lufttemperatur sowie die anderen Randbedingungen blieben unverändert wie beim ersten Szenario. Bei der zweiten Simulation wurden erneut die Volumenströme von Brennstoff und Verbrennungsluft konstant gehalten, nur die chemische Zusammensetzung wurde von H-Gas 1_GWI auf H-Gas 3_GWI geändert.

Die Betriebsdaten des simulierten Brenners bei der Umstellung der Gaszusammensetzung von H-Gas 1_GWI auf H-Gas 3_GWI sind in Tabelle 4-20 aufgelistet. Während die maximal aufgrund des Brennstoffs erreichbare Leistung durch das hochkalorische H-Gas 3_GWI um 30,5 % zunimmt, verringert sich die Luftzahl auf 0,88, wodurch sich eine unvollständige Verbrennung im Ofen einstellt. Das bedeutet, dass die tatsächlich freigesetzte Wärmeleistung aufgrund des Luftmangels sehr viel geringer ausfällt, da der Brennstoff nicht vollständig umgesetzt werden kann.

Während der Betrieb im ersten Szenario aufgrund der sich ergebenden hohen Luftzahl lediglich unwirtschaftlich ist, ist das nun vorgestellte Szenario tatsächlich kritisch. Durch die Brenngasumstellung ohne Anpassung der Volumenströme liegt in diesem Fall eine stark unterstöchiometrische Verbrennung vor, bei der große Mengen giftigen Kohlenmonoxids (CO) im Brennraum gebildet werden (siehe auch Tabelle 4-20).

Tabelle 4-20: Betriebsdaten der untersuchten Gase bei konstanten Volumenströmen (bei Umstellung von H-Gas 1_GWI auf H-Gas 3_GWI)

Gasart	$H_{i,n}$ [kWh/m ³]	Leistung [kW]	$\rho_{n, Gas}$ [kg/m ³]	$V_{n, Gas}$ [m ³ /h]	L_{min} [m ³ _{Luft} /m ³ _{Br.}]	λ [-]	$V_{n, Luft}$ [m ³ /h]
H-Gas 1_GWI	9,114	200	0,7110	21,94	8,65	1,15	218,3
H-Gas 3_GWI	11,884	261	0,9043	21,94	11,27	0,88	218,3

In der Abbildung 4-47 und Abbildung 4-48 sind die Temperatur- und CO-Verteilungen in der Mittelebene des Ofens für beide Fälle dargestellt. Die Temperaturverteilungen zeigen den Einfluss der Gasbeschaffenheitsänderungen auf die Verbrennung. Während die Temperaturen in der Reaktionszone bei der Verbrennung des H-Gas 1_GWI etwas höher sind, liegt das Temperaturniveau im Ofen (außerhalb der Reaktionszone) sowie im Abgas bei H-Gas 3_GWI viel höher. Der Grund hierfür ist, dass aufgrund der überstöchiometrischen Luftzahl der Brennstoff im Fall H-Gas 1_GWI vollständig in der Reaktionszone umgesetzt werden kann, während jedoch bei der H-Gas 3_GWI-Verbrennung, global gesehen, mehr Wärme im System freigesetzt wird, wodurch sich höhere Ofenraum- und Abgastemperaturen ergeben.

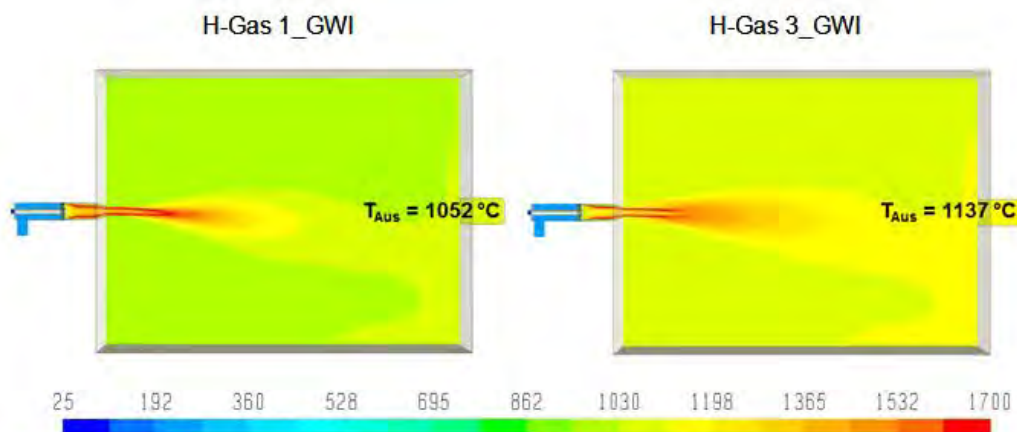


Abbildung 4-47: Temperaturverteilung in °C in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von H-Gas 1_GWI und H-Gas 3_GWI (Volumenströme sind konstant)

Anhand der CO-Konzentrationsverteilungen können Lage und Ausdehnung der Reaktionszonen sichtbar gemacht werden. Aufgrund des Luftmangels bei der Verbrennung des H-Gas 3_GWI wurde eine vollständige Verbrennung im Ofen nicht erreicht, weswegen höhere H₂- und CO-Anteile im Abgas zu sehen sind (s. Tabelle 4-23). Abgesehen vom unvollständigen Ausbrand (mit den damit verbundenen Effizienzverlusten) besteht die Gefahr, dass es durch diese höheren H₂- und CO-Konzentrationen im Abgas zu Nachreaktionen in nachgeschalteten Aggregaten oder im Kamin sowie zur Gefährdung von Bedienpersonal kommen kann.

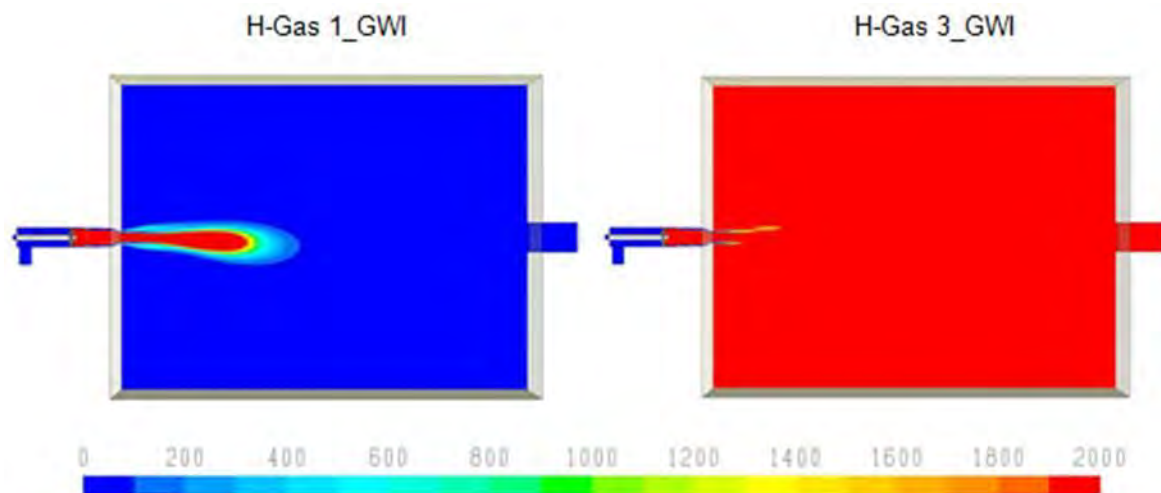


Abbildung 4-48: CO-Verteilungen in ppm in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von H-Gas 1_GWI und H-Gas 3_GWI (Volumenströme sind konstant)

In Abbildung 4-49 sind die Verteilungen der Gesamtwärmestromdichte an den Ofenwänden für beide Brennstoffe gegenübergestellt. Der Vergleich der beiden Gesamtwärmestromdichten-Verteilungen weist wie beim vorangegangenen Fall eine starke qualitative Ähnlichkeit auf. Allerdings ergibt sich bei der H-Gas 1_GWI-Verbrennung wiederum ein niedrigeres Wärmestromdichtenniveau aufgrund der geringeren Temperaturen in Wandnähe.

Durch die Umstellung der Gaszusammensetzung von H-Gas 1_GWI auf H-Gas 3_GWI erhöht sich die Wärmeübertragung durch die Wände um ca. 11 %.

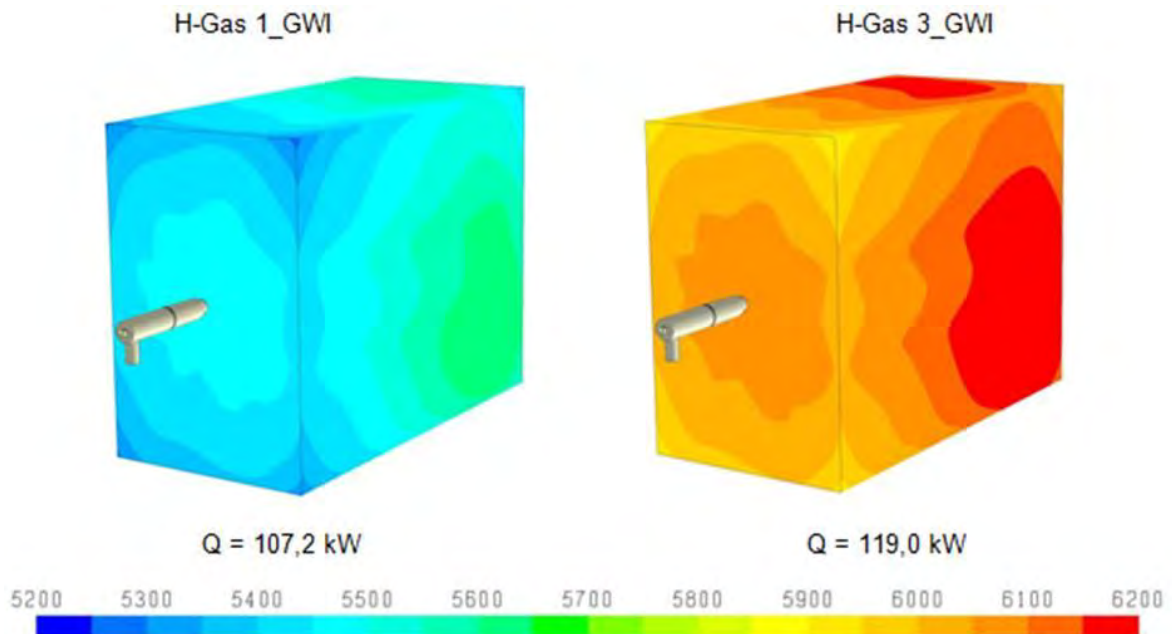


Abbildung 4-49: Gesamte Wärmestromdichteverteilung in W/m^2 an den Wänden bei der Verbrennung von H-Gas 1_GWI und H-Gas 3_GWI (Volumenströme sind konstant)

In Tabelle 4-21 sind die Temperaturen und die berechneten Druckverluste von Luft und Gas sowie die gemittelten CO- und NO_x-Emissionswerte im Abgas für das zweite Szenario aufgeführt. Aufgrund der höheren Wärmefreisetzung im Ofen bei der H-Gas 3_GWI-Verbrennung liegt die Abgastemperatur am Austritt um 85 K höher als bei H-Gas 1_GWI. Die unterstöchiometrische Verbrennung, die sich beim H-Gas 3_GWI-Fall einstellt, führt zu einer massiven Bildung von giftigem Kohlenmonoxid. Die NO_x-Bildung hingegen wird gedämpft, da für die kinetisch langsamen NO_x-Bildungsreaktionen kein Sauerstoff zur Verfügung steht. Tabelle 4-22 zeigt die die Systemgrenzen überschreitenden Wärmeströme.

Tabelle 4-21: Berechnete Temperaturen, Druckverluste von Luft und Gas, CO- und NO_x-Werte für das zweite Szenario

Gasart	$T_{Ad.-Fl.}$ [°C]	$T_{Max.}$ [°C]	T_{Abgas} [°C]	Δp_{Luft} [mbar]	Δp_{Gas} [mbar]	CO _{tr.-Abgas} [ppm]	NO _{x, Abgas} – bzg. auf 3 Vol.-% O ₂ [ppm]
H-Gas 1_GWI	1968	1938	1052	35,0	15,7	0	79
H-Gas 3_GWI	2047	1940	1137	35,9	18,7	26570	28

Tabelle 4-22: Wärmebilanzen für das zweite Szenario

Gasart	Q_{Reaktion} [kW]	Q_{Luft} [kW]	$Q_{\text{Ofenwände}}$ [kW]	Q_{Abgas} [kW]
H-Gas 1_GWI	200	14	107,2	106,8
H-Gas 3_GWI	223	14	119,0	118,0

In Tabelle 4-23 ist die gemittelte trockene Abgaszusammensetzung für beide Fälle dargestellt. Aufgrund der unterstöchiometrischen Verbrennung und der damit einhergehenden unvollständigen Brennstoffumsetzung bilden sich im zweiten Fall erhebliche Mengen von H_2 und CO.

Tabelle 4-23: Abgaszusammensetzung am Austritt des Abgasrohres für zweites Szenario

Gasart	Zusammensetzung des Abgases (trocken) [mol.-%]				
	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂	CO
H-Gas 1_GWI	9,97	86,72	3,31	0,00	0,00
H-Gas 3_GWI	10,62	84,31	0,00	2,41	2,66

4.2.3.3.3 Vergleich der Simulationsergebnisse aller untersuchten Brenner bei einer konstanten Leistung von 200 kW

Im vorherigen Kapitel wurden die Simulationsergebnisse anhand eines untersuchten Brenners ausführlich dargestellt und diskutiert. In diesem Kapitel sollen die 4 untersuchten Brenner untereinander kurz miteinander verglichen werden, um einerseits Unterschiede im Brennerverhalten zu beurteilen und andererseits Gemeinsamkeiten bei den Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen zu unterstreichen. In den Abbildung 4-50 und Abbildung 4-51

sind beispielhaft die Temperatur- und Kohlenmonoxid-Verteilungen mit den Austrittstemperaturen des Abgases für die vier simulierten Brenner dargestellt.

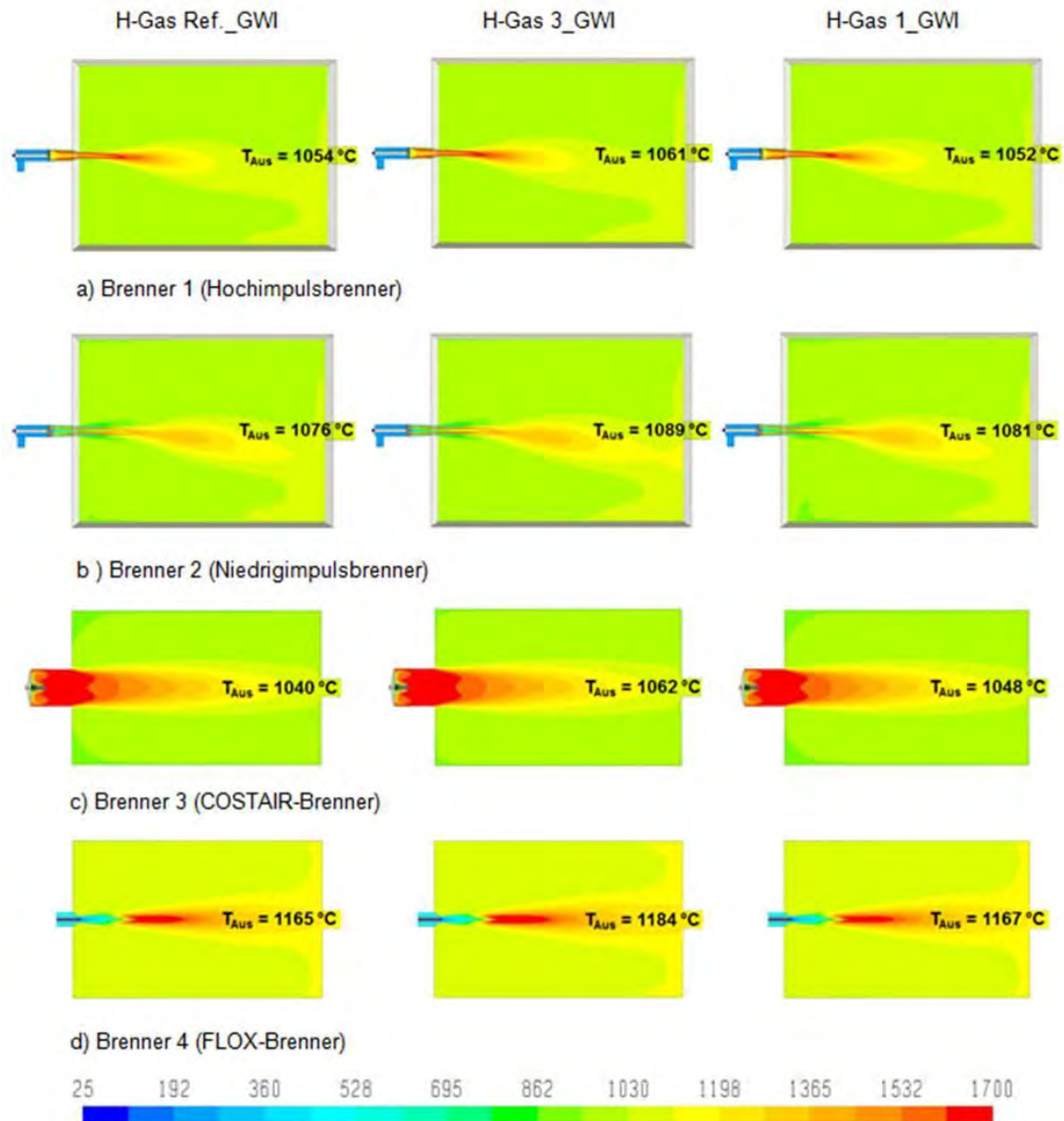


Abbildung 4-50: Vergleich der Temperaturverteilungen in °C in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von verschiedenen H-Gaszusammensetzungen für alle 4 untersuchten Brenner (Leistung = konstant 200 kW)

Die Simulationen wurden mit den in der Abbildung 4-35 markierten H-Gasen für eine konstante Leistung von 200 kW, eine Luftzahl von 1,15 und eine Brennstofftemperatur von 25 °C durchgeführt. Die Verbrennungsluft hatte bei allen Brennern mit Ausnahme des FLOX-Brenners eine Vorwärmtemperatur von 200 °C. Beim FLOX-Brenner war aufgrund des Funktionsprinzips eine Luftvorwärmtemperatur von 500 °C notwendig.

Der Vergleich der Temperaturverteilungen zeigt für alle untersuchten Brenner, dass die Temperaturen sowohl in der Reaktionszone als auch im Abgas bei dem hochkalorischen H-Gas 3_GWI etwas höher liegen als bei der Verbrennung der beiden anderen Gase.

Beim Hochgeschwindigkeitsbrenner 1 ergibt sich aufgrund der stark verdrallten Strömung, der anders gearteten Brenngaseindüsung im Brennerkopf sowie der ausgeprägteren Verjüngung des keramischen Flammrohrs eine weitaus intensivere Durchmischung von Brennstoff und Luft und somit eine kürzere, kompaktere Reaktionszone (siehe Abbildung 4-51).

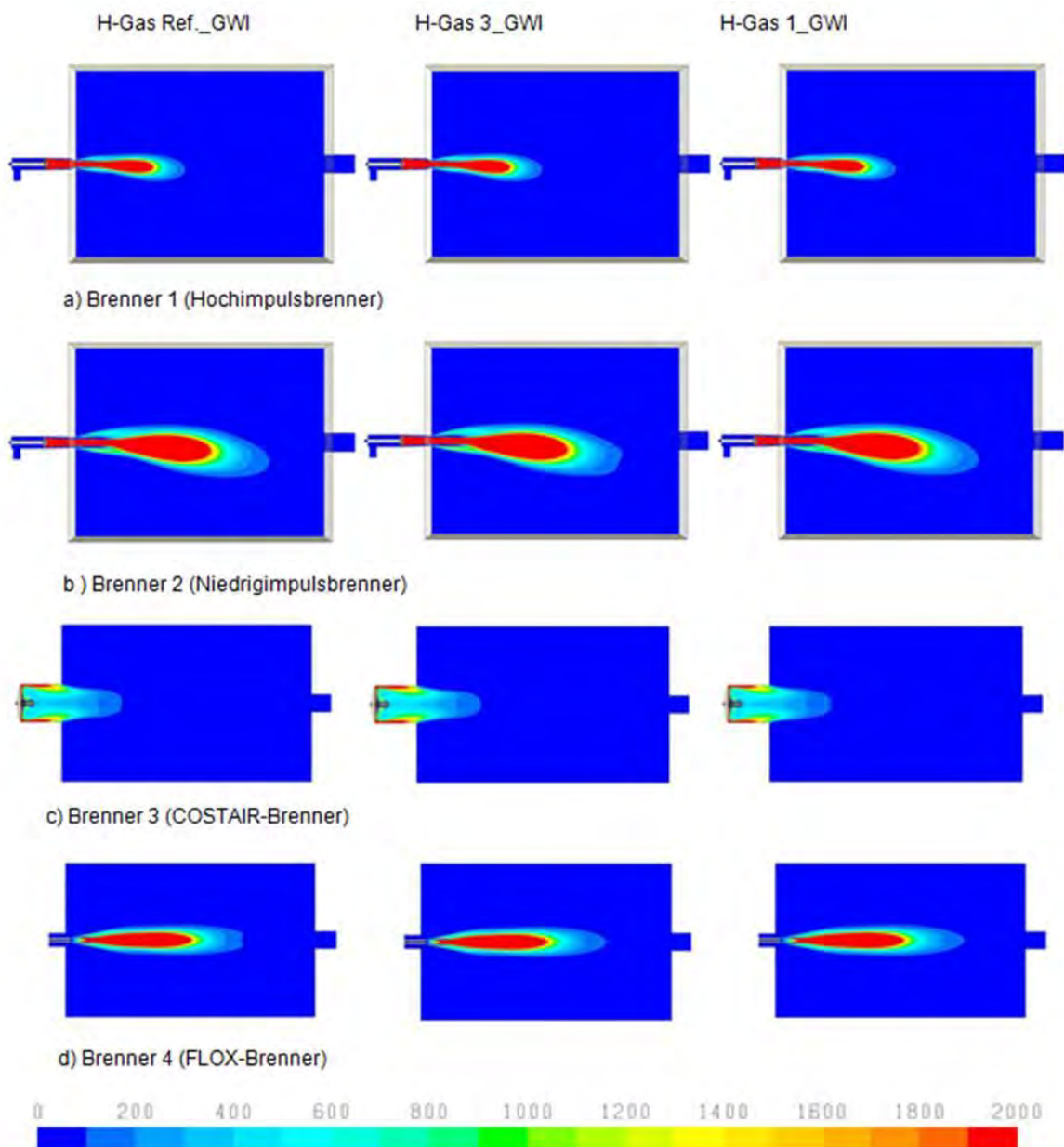


Abbildung 4-51: Vergleich der CO-Verteilungen in ppm in der Mittelebene des Ofens bei der Verbrennung von verschiedenen H-Gaszusammensetzungen für alle 4 untersuchten Brenner (Leistung = konstant 200 kW)

Der Vergleich der Simulationen des COSTAIR-Brenners zeigt im Wesentlichen die gleichen Tendenzen wie die anderen Brenner auf. Allerdings liegt aufgrund des anders gearteten Verbrennungsprinzips und der beginnenden Verbrennung in einem Brennerstein eine vollkommen unterschiedliche Flammenausbildung und damit Reaktionszone vor, wie z. B. anhand der CO-Verteilungen (siehe Abbildung 4-51) zu sehen ist. Die intensivste Reaktion findet hier aufgrund der anderen Strömungsführung durch den Luftverteiler in der Nähe der Brennkammerwände statt.

Das Temperaturniveau des FLOX-Brenners ist in dieser Studie nur bedingt mit den anderen Brennern zu vergleichen, da hier aufgrund des Funktionsprinzips der flammlosen Oxidation von einer höheren Luftvorwärmtemperatur ausgegangen werden musste, sodass sich von vornherein höhere Austrittstemperaturen ergaben. Durch die hohe unverdrallte Strömungsgeschwindigkeit liegt die stark verdünnte Reaktionszone mittig im Rechengebiet, wie in Abbildung 4-51 zu sehen ist.

Weitere ausführlichere Simulationsergebnisse für die vier vorgestellten Brenner sind im Anhang zu finden.

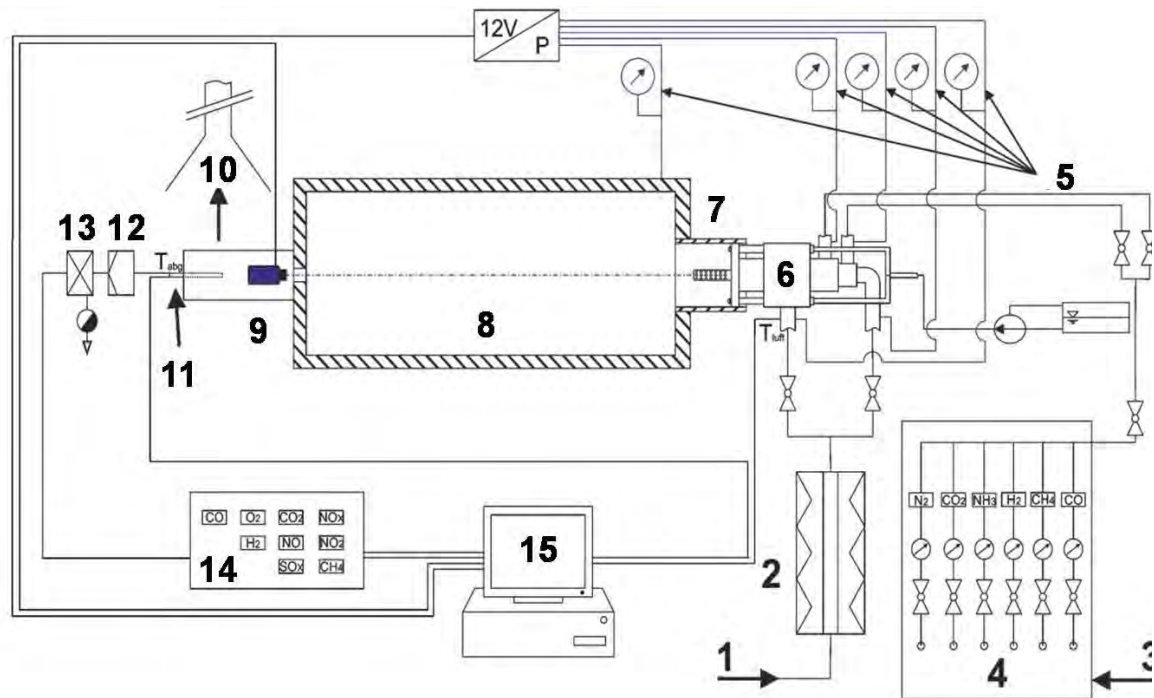
4.2.3.4 Messtechnische Untersuchung der Brenner

4.2.3.4.1 Versuchsaufbau

Bei den experimentellen Untersuchungen der unterschiedlichen Brennerkonzepte wurden die Abgaskonzentrationen, die Betriebsdrücke der Brenner, die Temperaturen und die Volumenströme von Brennstoff und Oxidator erfasst. Der Aufbau der Versuchsanlage und die Einrichtung der Messgeräte für die durchgeführten Brenneruntersuchungen sind in der schematischen Darstellung in Abbildung 4-52 abgebildet.

Das verwendete Referenzgas des GWI ist das im Erdgasnetz der Stadt Essen vorliegende Erdgas. Die Zusammensetzungen der verwendeten Gasgemische wurden durch Bereitstellung der Einzelgase aus Bündeln und der Zusammenführung in der Gasmischanlage am GWI hergestellt. Die Randbedingungen für alle Versuche wurden weitestgehend konstant gehalten, um die Feuerungsbedingungen in einem Industrieofen realitätsnah nachzubilden.

Die Verbrennungsluftmenge wurde über die am GWI vorhandenen Schwebekörper-Durchflussmesser sowie über den Restsauerstoffgehalt im trockenen Abgas bestimmt. Eine Aufnahme des Prüfstands mit den entsprechenden Messöffnungen ist in Abbildung 4-53 gegeben.



- | | |
|-------------------|-----------------------------|
| 1. Luftzufuhr | 9. UV - Kamera |
| 2. Luftvorwärmer | 10. Abgasabführung |
| 3. Gaseinspeisung | 11. Abgassonde |
| 4. Gasmischanlage | 12. Gasfilter |
| 5. Druckmessdosen | 13. Gaskühler + Kondensator |
| 6. Brenner | 14. Abgasanalysegerät |
| 7. Brennerstein | 15. Datenaufnahme (EDV) |
| 8. Brennraum | |

Abbildung 4-52: Schematische Darstellung der GWI-Versuchsanlage mit eingebautem COSTAIR-Brenner



Abbildung 4-53: Aufnahme des GWI-Versuchsstandes (Nassheuer-Ofen)

4.2.3.4.2 Versuchsdurchführung

Ziel der experimentellen Untersuchungen war es, das Emissions- und Betriebsverhalten der Brennerkonzepte unter sich ändernder Gaszusammensetzung zu untersuchen. Entsprechend der am GWI definierten Gase wurden mehrere Gasgemische entsprechend der Zusammensetzungen, siehe Tabelle 4-11 in der Gasmischanlage zusammengestellt. Um möglichst gleiche Testbedingungen für die Untersuchungen herzustellen, wurden die verschiedenen Brennertypen an demselben Versuchsofen und unter gleichen Betriebsbedingungen untersucht. Die Referenzprozessparameter waren dabei eine Ausgangsleistung von 200 kW, eine Luftvorwärmung von 200 °C bzw. 500 °C, eine Gastemperatur von 20 °C und ein Ausgangslambda von 1,15.

Im Rahmen des Projektes sollten verschiedene Szenarien betrachtet werden, wie sie in der Industrie vorkommen können. Die sich ergebenden Schwankungsbreiten wurden im Hinblick auf die in der Industrie vorzufindenden Regel- und Steuerungssysteme interpretiert. Die eingestellten Szenarien für die experimentellen Untersuchungen werden nachfolgend kurz vorgestellt.

Szenario I

Szenario I betrachtet die unterschiedlichen Erdgase (Tabelle 4-11) bei gleicher Leistung und gleichem Lambda. Das angenommene Regelungssystem erkennt die Veränderung des Wobbe-Index und passt den Volumenstrom an. Eine vorhandene Lambda-Sonde regelt den Luftbedarf.

Szenario II

Szenario II nimmt eine Anlage an, welche den Volumenstrom der Gaszufuhr konstant hält, auch wenn sich die Zusammensetzung des Erdgases verändert. Weiterhin wird eine Lambdaregelung angenommen, welche über die Messung des Restsauerstoffgehaltes im Abgas das Verbrennungsluftverhältnis auf ca. 1,15 konstant ausregelt. In Fall 1 wurde angenommen, dass das Verbrennungssystem für H-Gas 1_GWI entsprechend eingestellt wurde. Das System wird darauf folgend mit

Erdgas H-Gas 3_GWI versorgt, ohne den Gasvolumenstrom an den neuen Heizwert anzupassen, siehe Abbildung 4-46. Fall 2 ist analog zu Fall 1, der Unterschied liegt allein in der Richtung des Gaswechsels, welcher nun von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI erfolgt, siehe auch Abbildung 4-42.

Szenario III

Szenario III geht von einer Thermoprozessanlage aus, welche den Volumenstrom nicht direkt misst sondern über Messblenden nach DIN EN ISO 5167-2, wie in der Industrie weit verbreitet. Im Gegensatz zu Szenario II wird angenommen, dass der Druckabfall über die Messblende konstant bleibt, was aufgrund der sich ändernden Dichte auch einen sich ändernden Volumenstrom bewirkt. Die den Berechnungen zugrunde liegende Gleichung für Messblenden ist im Folgenden aufgeführt:

$$q_m = \frac{C}{\sqrt{1 - \beta^4}} \cdot \epsilon \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot \sqrt{2 \cdot \Delta p \cdot \rho_1}$$

$$q_v = \frac{q_m}{\rho}$$

- C - Durchflusskoeffizient
- β - Durchmesser Verhältnis
- ϵ - Expansionszahl
- d - Innendurchmesser der Blende bei Betriebstemperatur
- Δp - Wirkdruck ($\Delta p = p_1 - p_2$)
- p_1 - Absolutdruck vor der Blende
- p_2 - Absolutdruck hinter der Blende
- ρ_1 - Dichte des Fluids vor der Blende bei Betriebstemperatur
- q_m - Massendurchfluss

Der Druckabfall wird konstant gehalten, wenn sich die Zusammensetzung des Erdgases verändert. Eine Lambdaregelung ist nicht vorgesehen sondern nur die korrekte Einstellung auf Lambda 1,15 für den Startpunkt in der Gasmatrix. Für den Fall 1 ist das Verbrennungssystem für H-Gas 1_GWI eingestellt. Das System wird darauf folgend mit Erdgas H-Gas 3_GWI versorgt, wobei der Druckabfall über die Blende konstant gehalten wird, sich aber der Gasvolumenstrom ändert. Fall 2 ist analog zu Fall 1, der Unterschied liegt allein in der Richtung des Gaswechsels, welcher nun von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI verläuft.

4.2.3.4.3 Auswertung der experimentellen Untersuchung der Industriebrenner

4.2.3.4.3.1 Szenario I

Entsprechend der Definition der zu untersuchenden Szenarien wurden in der ersten Testphase die in Tabelle 4-11 aufgeführten Gaszusammensetzungen untersucht. Es folgen die Ergebnisse für den

Niedrigimpulsbrennerbrenner, welcher in Kombination mit dem GWI-Versuchsofen und den jeweiligen Gasen bei einer konstanten Leistung von 200 kW betrieben wurde. Im Folgenden sind die voreingestellten Betriebsparameter aufgeführt.

Betriebsdaten und Randbedingungen Szenario I Niedrigimpulsbrenner

- Thermische Leistung: 200 kW
- Luftzahl: 1,15
- Gastemperatur: 20 °C
- Lufttemperatur: 200 °C

In Abbildung 4-54 ist die CO₂-Konzentration entlang der Brennerachse für die verschiedenen Testgase dargestellt. Die durch die Verbrennung der Kohlenwasserstoffe erzeugte Menge an CO₂ steigt bis zu einer Ofenlänge von 500 mm an, um dann wieder aufgrund der Vermischung mit dem restlichen Abgasvolumen außerhalb der Brennermittelachse leicht abzusinken. Es ist weiterhin zu erkennen, dass L-Gas 2_GWI die höchsten CO₂-Konzentrationen aufweist, da bereits im Brenngas selber über 6 mol-% CO₂ enthalten sind. H-Gas 3_GWI hat durch seinen hohen Anteil an Propan (15,6 mol-%) ebenfalls ein erhöhtes CO₂-Niveau im Gegensatz zu den restlichen Gasen.

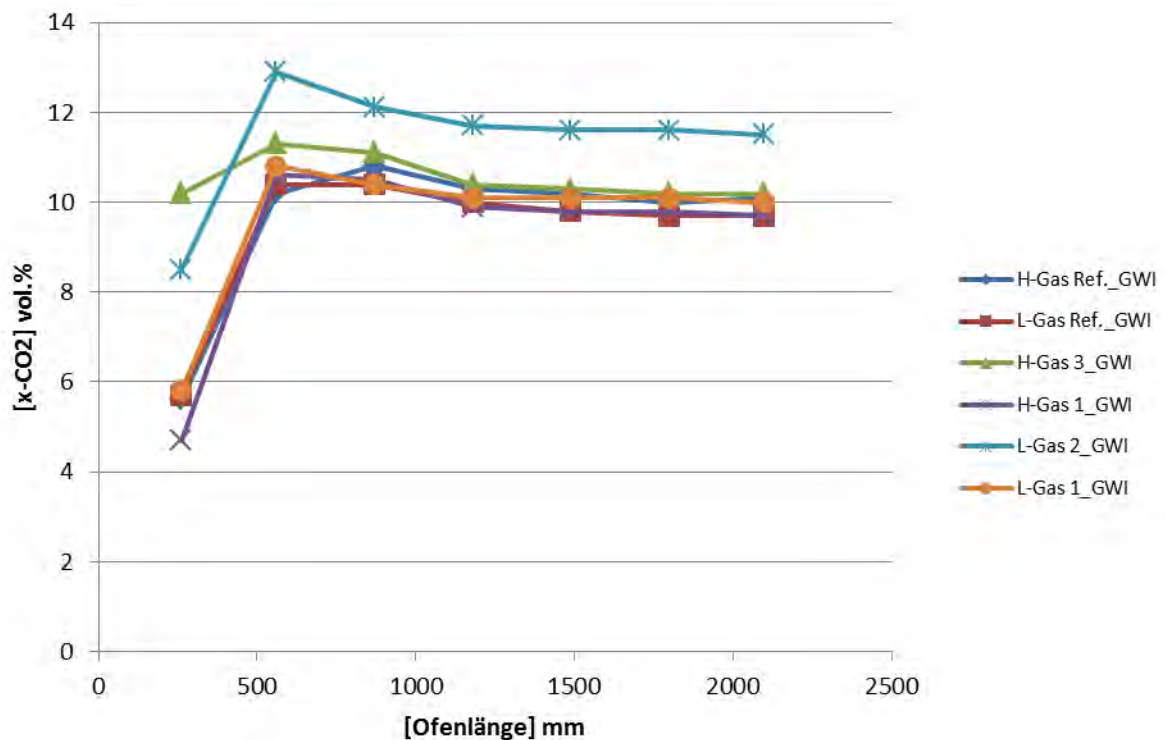


Abbildung 4-54: CO₂-Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für die untersuchten Gaszusammensetzungen (Brenner 2, konstante Leistung)

Abbildung 4-55 zeigt den Temperaturverlauf entlang der Brennerachse. In der Reaktionszone ergibt sich für alle untersuchten Gase eine Temperaturdifferenz von über 100 K. Für die H-Gase sind es

ca. 80 K und für die L-Gase ca. 100 K. Bei einer Anlage zum Brand von keramischen Materialien sind Temperaturschwankungen von einigen K erlaubt, da es sonst zu Produktbeschädigungen kommt. Die hier gemessenen Temperaturschwankungen sind also für eine stabile Produktqualität untragbar.

Die CO-Konzentrationen entlang der Brennerachse sind in Abbildung 4-56 dargestellt. Anhand der Daten ist zu erkennen, dass ein vollständiger Umsatz der Brenngase ab einer Ofenlänge von ca. 870 mm zu beobachten ist. Es konnte somit kein CO im Abgas mehr festgestellt werden. Lediglich eine Varianz der Flammenlängen ist zu erkennen.

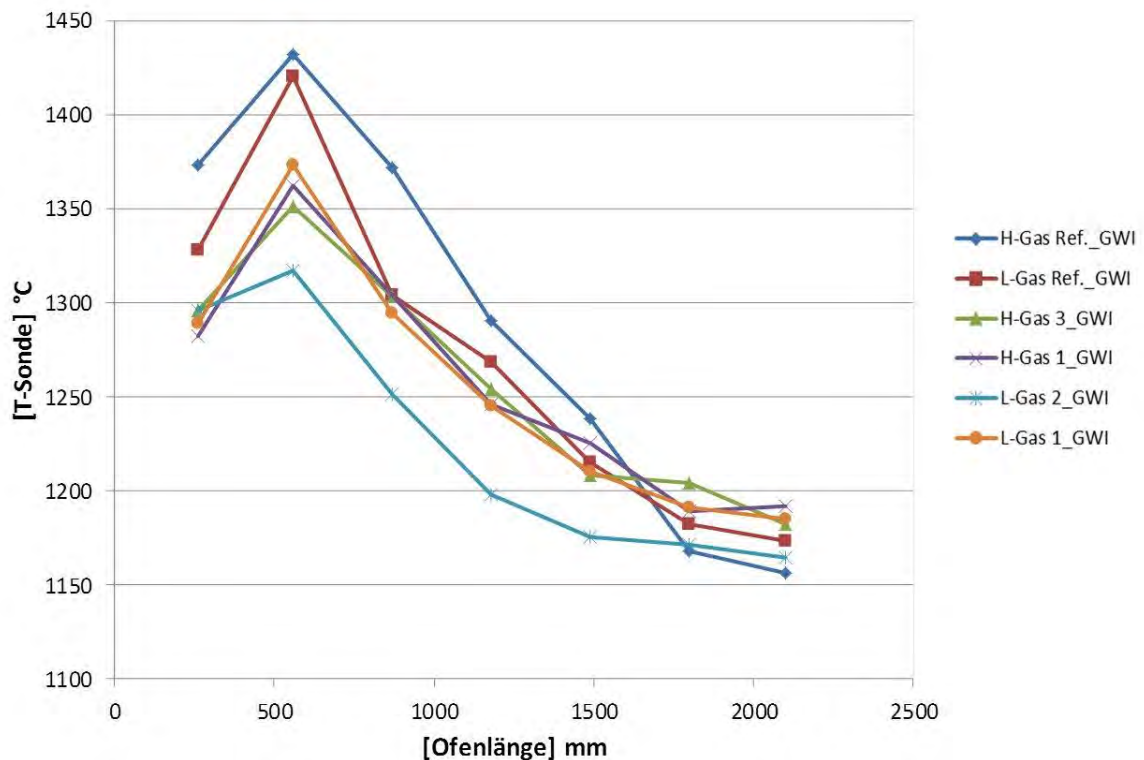


Abbildung 4-55: Temperaturverlauf im Ofen entlang der Brennerachse für die untersuchten Gaszusammensetzungen (Brenner 2, konstante Leistung)

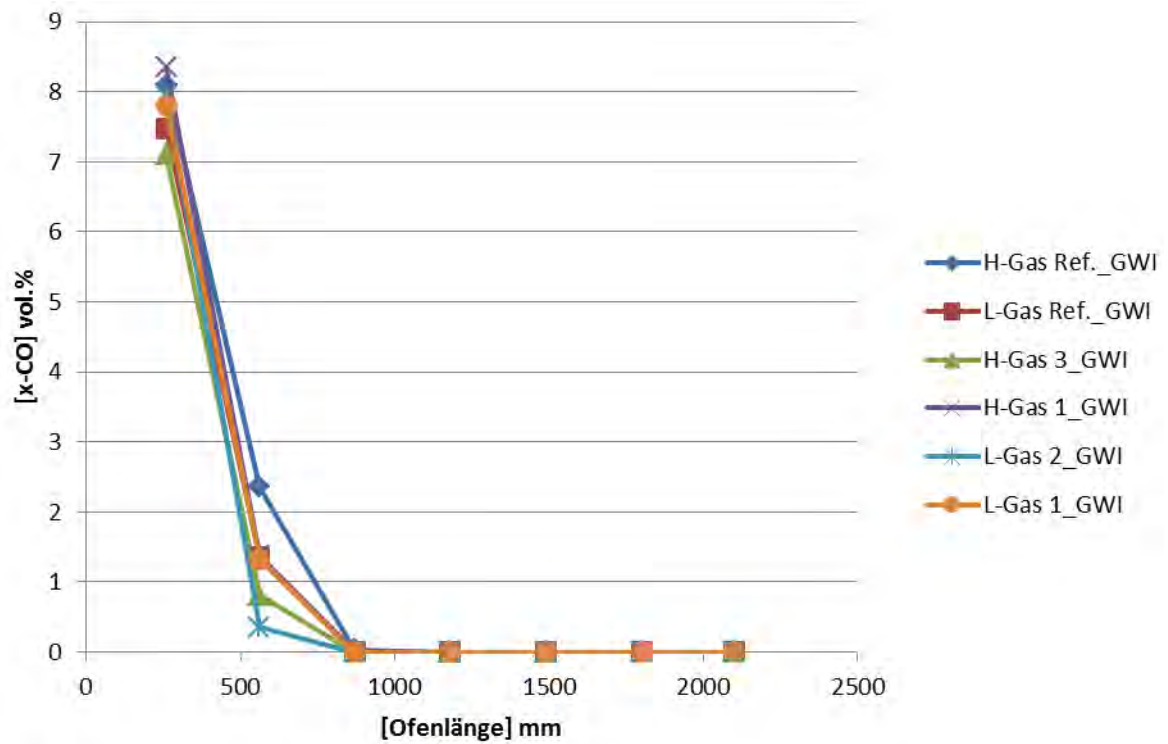


Abbildung 4-56: CO-Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für die untersuchten Gaszusammensetzungen (Brenner 2, konstante Leistung)

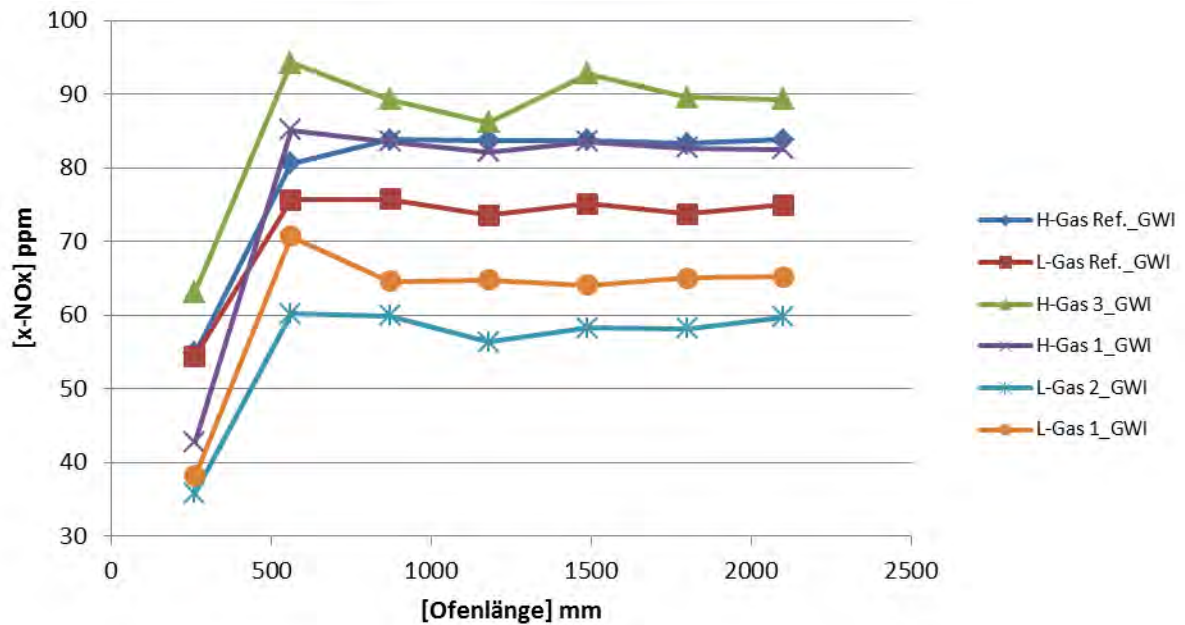


Abbildung 4-57: NO_x-Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für die untersuchten Gaszusammensetzungen (Brenner 2, konstante Leistung)

In Abbildung 4-57 sind die aus der Feldmessung erhaltenen NO_x-Konzentrationen über die Ofenlänge aufgetragen. Entsprechend der Reihenfolge der adiabaten Flammentemperaturen stimmen die gemessenen NO_x-Konzentrationen mit der Theorie überein. H-Gas 3_GWI bildet dabei mit einer adiabaten Flammentemperatur von 1983 °C das Maximum der Testgase und L-Gas 2_GWI mit einer adiabaten Flammentemperatur von 1936 °C das Minimum. Anhand der Differenzen in der Höhe der NO_x-Emissionen (die teilweise über 20 % betragen) ist abzusehen, dass es für einige Anlagen kritisch werden kann, die gesetzlich vorgeschriebenen Grenzwerte einzuhalten.

In Tabelle 4-24 sind die während der Versuche erfassten Daten aus der Abgasmessung im Kamin zusammengefasst.

Tabelle 4-24: Zusammenfassung der Kaminmesswerte der einzelnen Gassorten an der Forschungsstelle GWI

Gas	CO ₂ Vol.-%	O ₂ Vol.-%	NO _x ppm	NO _x mg/m ³ bez. auf 3 Vol.% O _{2,tr}	T _{Kamin} °C
H-Gas Ref._GWI	9,95	3,17	84,50	85,28	1140
L-Gas Ref._GWI	9,70	3,28	77,80	79,03	1111
H-Gas 3_GWI	10,20	3,31	91,00	92,59	1193
H-Gas 1_GWI	9,80	3,32	85,72	87,27	1191
L-Gas 2_GWI	11,70	3,17	60,10	60,67	1140
L-Gas 1_GWI	9,90	3,19	67,13	67,85	1169

Abschließend ist festzustellen, dass allein schon eine Differenz von 22 K der adiabaten Flammentemperaturen zwischen H-Gas 3_GWI und H-Gas Ref._GWI zu einem Anstieg der im Kamin gemessenen NO_x-Emissionen von 8 % führt. Für die untersuchten L-Gase ergab sich sogar eine Steigerung von 23 %.

4.2.3.4.3.2 Szenario II

Analog zu den Simulationen in Kapitel 4.2.2.3 wurde der maximal mögliche Sprung innerhalb der H-Gaszusammensetzungsmatrix zwischen den gegenüberliegenden Ecken links unten (H-Gas 1_GWI) und rechts oben (H-Gas 3_GWI) untersucht. Die Versuche wurden mit Hochimpulsbrenner (Brenner1) durchgeführt. Die Betriebsparameter der Ausgangspunkte bleiben gegenüber Szenario I unverändert. Dies bedeutet, dass der Gasvolumenstrom entsprechend des Ausgangspunktes eingestellt wird und sich beim Wechsel nicht verändert und nur der Luftvolumenstrom angepasst wird, um ein Lambda von 1,15 zu erreichen. In den Tabelle 4-25 und Tabelle 4-26 sind für die beiden untersuchten Fälle alle Betriebsparameter zusammengefasst. Der Vollständigkeit halber sind die sich durch den Wechsel theoretisch ergebenden Luftzahlen bei nicht Vorhandensein einer Lambdaeregelung ebenfalls aufgeführt.

Tabelle 4-25: Betriebsparameter Szenario II Fall 1



H-Gas 1_GWI	Hu [kWh/m ³]	Leistung [kW]	V _{Gas} [m ³ /h]	ρ _{Gas} [kg/m ³]	m _{Gas} [kg/s]
	9,114	200	21,94	0,711	0,00433
	Luftbedarf [m ³ _{Luft} /m ³ _B]	Luftzahl [-]	V _{Luft} [m ³ /h]	ρ _{Luft} [kg/m ³]	m _{Luft} [kg/s]
	8,650	1,15	218,3	1,293	0,0784
					
H-Gas 3_GWI	Hu [kWh/m ³]	Leistung [kW]	V _{Gas} [m ³ /h]	ρ _{Gas} [kg/m ³]	m _{Gas} [kg/s]
	11,884	261	21,94	0,9043	0,00551
	Luftbedarf [m ³ _{Luft} /m ³ _B]	Luftzahl [-]	V _{Luft} [m ³ /h]	ρ _{Luft} [kg/m ³]	m _{Luft} [kg/s]
	11,270	0,88	218,3	1,293	0,0784

Tabelle 4-26: Betriebsparameter Szenario II Fall 2

H-Gas 3_GWI	Hu [kWh/m ³]	Leistung [kW]	V _{Gas} [m ³ /h]	ρ _{Gas} [kg/m ³]	m _{Gas} [kg/s]
	11,884	200	16,83	0,904	0,00423
	Luftbedarf [m ³ _{Luft} /m ³ _B]	Luftzahl [-]	V _{Luft} [m ³ /h]	ρ _{Luft} [kg/m ³]	m _{Luft} [kg/s]
	11,270	1,15	218,1	1,293	0,0783
					
H-Gas 1_GWI	Hu [kWh/m ³]	Leistung [kW]	V _{Gas} [m ³ /h]	ρ _{Gas} [kg/m ³]	m _{Gas} [kg/s]
	9,114	153	16,83	0,7110	0,00332
	Luftbedarf [m ³ _{Luft} /m ³ _B]	Luftzahl [-]	V _{Luft} [m ³ /h]	ρ _{Luft} [kg/m ³]	m _{Luft} [kg/s]
	8,650	1,50	218,1	1,293	0,0783

Fall 1

Nachfolgend werden die Ergebnisse des Hochimpulsbrenners für Szenario II Fall 1 dargestellt. Entsprechend Tabelle 4-25 ist zu erkennen, dass nicht allein der Anstieg der adiabaten Flammentemperatur zum Tragen kommt, sondern auch ein Leistungsanstieg von 23,4 % (61 kW) begründet durch den höheren volumetrischen Heizwert. In dem GWI-Versuchsofen führte dieser Leistungsanstieg zu einem maximalen Temperaturanstieg in der Brennerachse von 150 °C vor dem Kamin auf 1245 °C im Vergleich zum Ausgangspunkt. Wie in Abbildung 4-58 zu erkennen, ist eine deutliche Anhebung des Temperaturniveaus über die gesamte Ofenlänge zu erkennen.

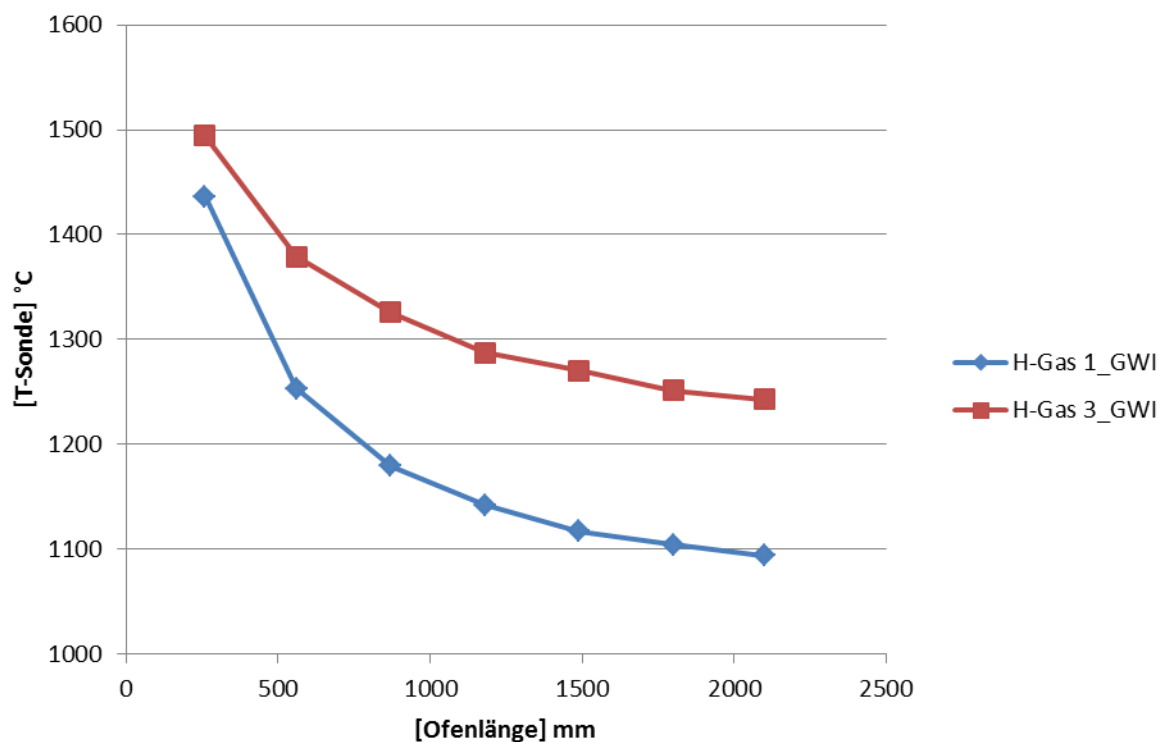


Abbildung 4-58: Temperaturverteilung im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario II, Fall1)

Entgegen der Erwartung, dass das erhöhte Temperaturniveau zu einer erhöhten NO_x-Emission führen müsste, ist in der Auswertung in Abbildung 4-59 eine Absenkung zu beobachten. Ein Grund hierfür wird ersichtlich, wenn man den Fakt der Lambdaregelung und des erhöhten Luftbedarfs mit in die Betrachtung einbezieht. Die im Verhältnis größere Luftmenge führt bei dem ausgewählten Hochimpulsbrenner zu einem höheren Eintrittsimpuls in die Brennkammer und somit zu einer erhöhten Rezirkulation von Abgas in die Reaktionszone. Ein zweiter Punkt ist der höhere Wasserstoffanteil im H-Gas 1_GWI. Messungen am GWI im Rahmen von anderen Forschungsprojekten sowie Gespräche mit Industrievertretern zeigen, dass ab einer bestimmten Wasserstoffzumischung die NO_x-Emissionen sprunghaft ansteigen, obwohl die Temperaturen teilweise niedriger als bei reinem Erdgas sind. Dies kann nur über die prompte NO-Bildung erklärt werden (bei reiner Erdgasverbrennung spielt eigentlich nur die thermische NO-Bildung eine Rolle).

Bei der prompten NO-Bildung erfolgt die NO-Entstehung über Kohlenwasserstoffradikale, was bei Wasserstoff-Erdgasgemischen in viel stärkerem Maße als bei reinen Erdgasflammen auftritt.

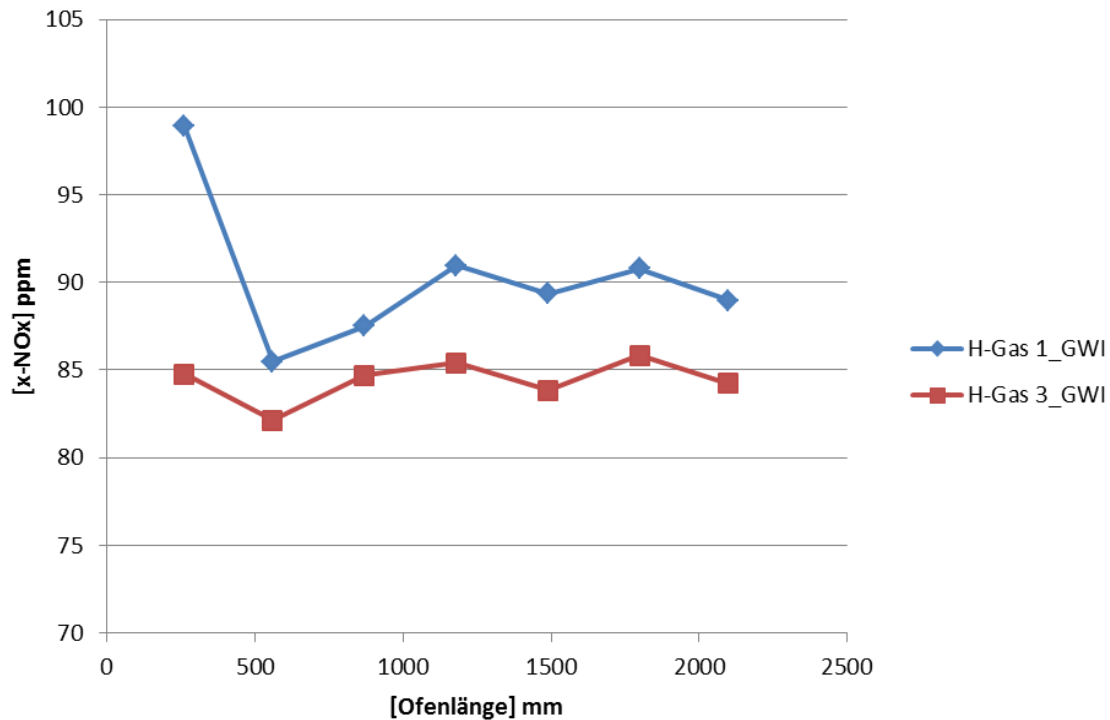


Abbildung 4-59: NO_x-Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario II, Fall1)

Abschließend sind die Kaminmesswerte in Tabelle 4-27 zusammengefasst. Auch hier ist zu erkennen, dass der Wechsel von H-Gas 1_GWI zu H-Gas 3_GWI zu einem Anstieg der Leistung und der Abgastemperatur um ca. 150 °C führt. Wie in den Messungen auf der Brennerachse zu beobachten ist, sinkt auch im Abgas die NO_x-Konzentration um ca. 10 mg/m³.

Tabelle 4-27: Kaminmesswerte Szenario II Fall 1

H-Gas 1_GWI	O ₂ [Vol.-%]	NO _x [ppm]	NO _x [ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	NO _x [mg/m ³]	T _{Kamin} [°C]
	3,28	92,16	93,62	192,28	1093

H-Gas 3_GWI	O ₂ [Vol.-%]	NO _x [ppm]	NO _x [ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	NO _x [mg/m ³]	T _{Kamin} [°C]
	3,07	88,24	88,58	181,95	1242

Fall 2

Nachfolgend werden die Ergebnisse des Hochimpulsbrenners für Szenario II Fall 2 dargestellt. Es wurde ein Wechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI untersucht. Wie Tabelle 4-26 zu entnehmen ist, führt dieser Wechsel zu einer Leistungsminderung von 23,5 % (47 kW) auf 153 kW. Das Temperaturniveau entlang der Brennerachse fällt um 60 - 100 °C gegenüber Fall 1, siehe Abbildung 4-60.

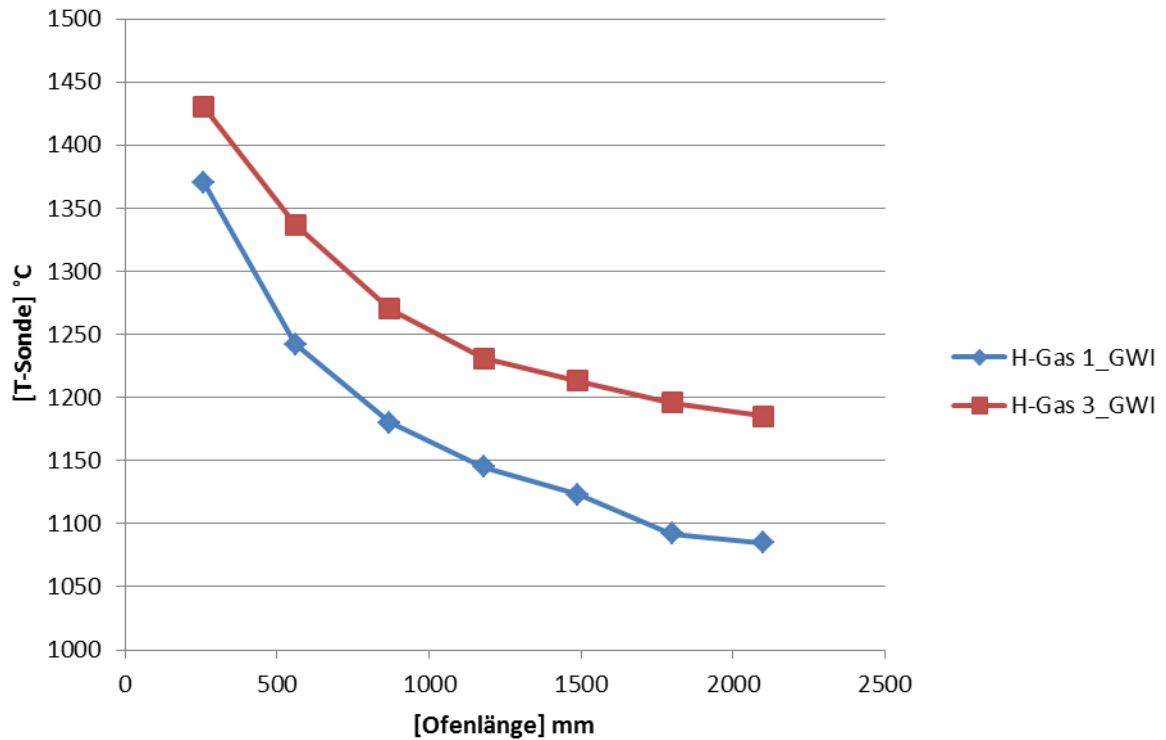


Abbildung 4-60: Temperaturverteilung im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario II, Fall2)

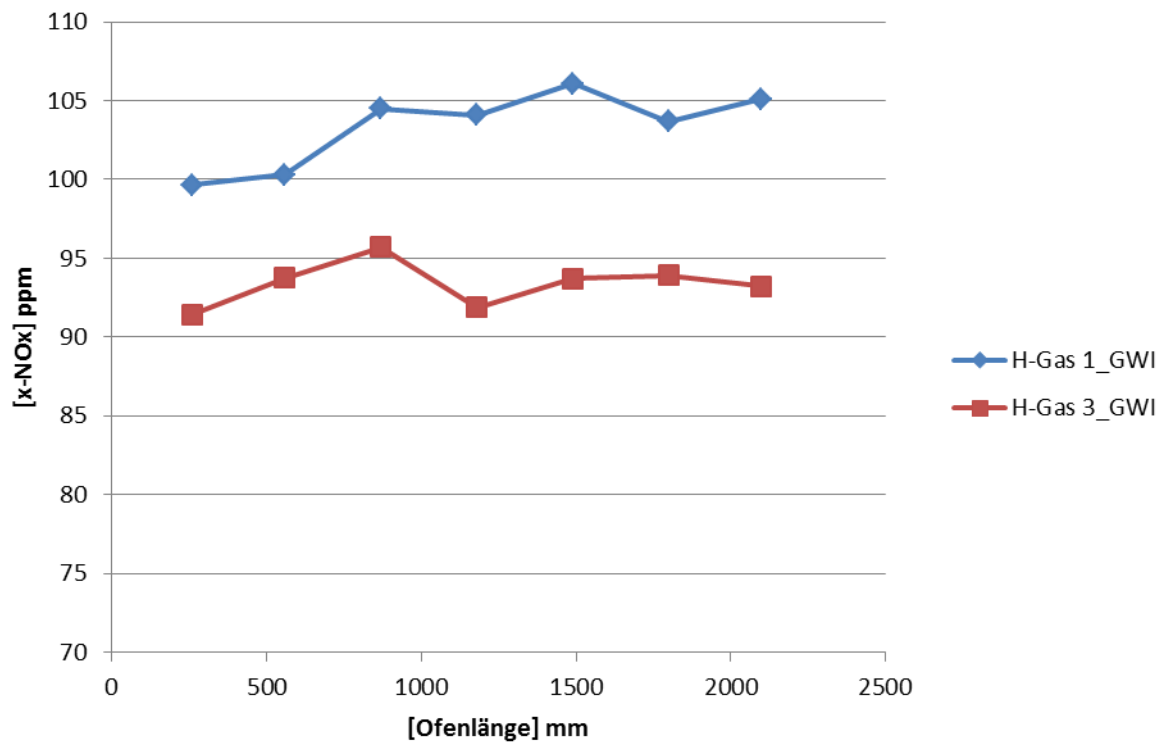


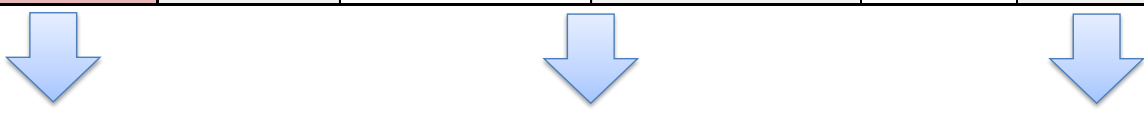
Abbildung 4-61: NO_x-Konzentrationen im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario II, Fall 2)

Entsprechend der Ergebnisse aus Fall 1 hat H-Gas 3_GWI trotz höherem Heizwertes, höherer adiabater Flammentemperatur und Leistung geringere NO_x-Emissionen. Die NO_x-Emissionen von H-Gas 1_GWI liegt nach dem Wechsel des Gases ca. 10 ppm höher, siehe Abbildung 4-61.

Abschließend sind die Kaminmesswerte in Tabelle 4-28 zusammengefasst. Es ist zu erkennen, dass der Wechsel zu einem Abfall der Leistung und somit auch der Abgastemperatur um ca. 100 °C führt. Wie in den Messungen auf der Brennerachse zu beobachten, hat auch in Fall 2 das H-Gas 1_GWI höhere NO_x-Emissionen. Die NO_x-Konzentration im Kamin steigt 20 mg/m³ an auf 218 mg/m³.

Tabelle 4-28: Kaminmesswerte Szenario II, Fall 2

H-Gas 3_GWI	O ₂	NO _x	NO _x	NO _x	T _{Kamin}
	[Vol.- %]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[°C]
	3,19	95,96	96,98	199,20	1207



H-Gas 1_GWI	O ₂	NO _x	NO _x	NO _x	T _{Kamin}
	[Vol.- %]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[°C]
	3,09	105,7	106,23	218,19	1106

Zusammengefasst kann für Szenario II die Aussage getroffen werden, dass der Wechsel sowohl für Fall 1 als auch Fall 2 zu erheblichen Temperaturabweichungen von bis 100 bis 150 °C führt und somit ein großes Problem für eine stabile Prozessführung und Anlagenbelastung darstellt.

4.2.3.4.3.3 Szenario III

Im vorliegenden Abschnitt werden die Ergebnisse des Brenners 3 (COSTAIR-Brenner) für Szenario III dargestellt. Die Wahl des COSTAIR-Brenners für dieses Szenario soll die Vielzahl der Untersuchungen aber gleichzeitig auch die allgemeine Vergleichbarkeit zeigen. Es wurde ebenfalls ein Wechsel zwischen H-Gas 1_GWI und H-Gas 3_GWI und umgekehrt untersucht. Bei konstantem Druckabfall über die Messblende und konstan-ter, nicht nachgeregelter Luftversorgung bei 200 °C ergeben sich folgende Betriebsparameter für Fall 1 (Tabelle 4-29) und Fall 2 (Tabelle 4-30):

Tabelle 4-29: Betriebsparameter Szenario III, Fall 1

H-Gas 1_GWI	Hu [kWh/m ³]	Leistung [kW]	V _{Gas} [m ³ /h]	ρ _{Gas} [kg/m ³]
	9,114	200	21,94	0,711
	Luftbedarf [m ³ _{Luft} /m ³ _B]	Luftzahl [-]	V _{Luft} [m ³ /h]	ρ _{Luft} [kg/m ³]
	8,650	1,15	218,2	1,293



H-Gas 3_GWI	Hu [kWh/m ³]	Leistung [kW]	V _{Gas} [m ³ /h]	ρ _{Gas} [kg/m ³]
	11,884	231	19,45	0,904
	Luftbedarf [m ³ _{Luft} /m ³ _B]	Luftzahl [-]	V _{Luft} [m ³ /h]	ρ _{Luft} [kg/m ³]
	11,270	0,995	218,2	1,293

Tabelle 4-30: Betriebsparameter Szenario III, Fall 2

H-Gas 3_GWI	Hu [kWh/m ³]	Leistung [kW]	V _{Gas} [m ³ /h]	ρ _{Gas} [kg/m ³]
	11,884	200	16,83	0,904
	Luftbedarf [m ³ _{Luft} /m ³ _B]	Luftzahl [-]	V _{Luft} [m ³ /h]	ρ _{Luft} [kg/m ³]
	11,270	1,15	218,1	1,293



H-Gas 1_GWI	Hu [kWh/m ³]	Leistung [kW]	V _{Gas} [m ³ /h]	ρ _{Gas} [kg/m ³]
	9,114	173	18,98	0,7110
	Luftbedarf [m ³ _{Luft} /m ³ _B]	Luftzahl [-]	V _{Luft} [m ³ /h]	ρ _{Luft} [kg/m ³]
	8,650	1,33	218,1	1,293

Fall 1

Die einzelnen Ergebnisse des Brenners 3 für Szenario III Fall 1 werden nachfolgend dargestellt. Wie aus Tabelle 4-29 zu entnehmen ist, kommt es trotz einer Reduzierung des Gasvolumenstroms zu einer Leistungssteigerung aufgrund des wesentlich höheren Heizwertes. Die Leistung steigt dabei um 15,5 % auf 231 kW an. Folgerichtig kommt es zu einem Temperaturanstieg im Ofen. In Abbildung 4-62 ist der gemessene Temperaturanstieg von ca. 100 °C über die gesamte Ofenlänge zu beobachten.

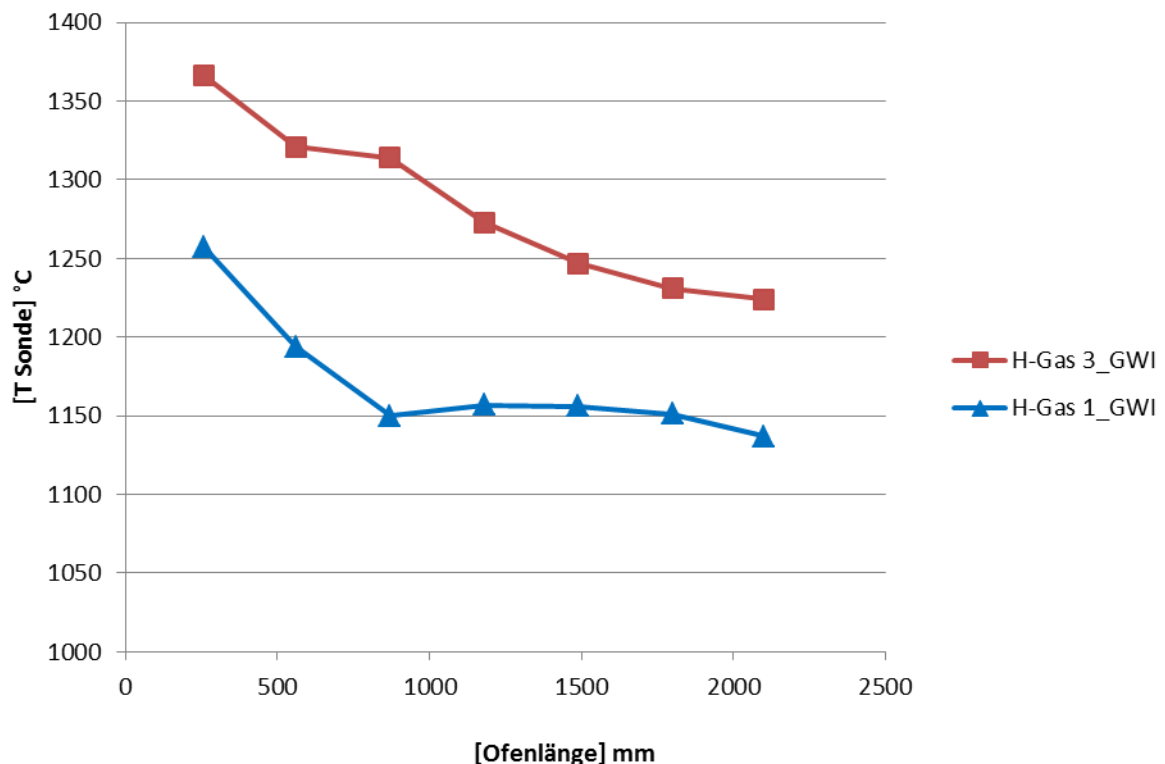


Abbildung 4-62: Temperaturverlauf im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario III, Fall 1)

Gleichzeitig kommt es, durch den gestiegenen Luftbedarf, zu einer unterstöchiometrischen und daher unvollständigen Verbrennung. Der Restsauerstoffgehalt entlang der Brennerachse fällt durch den Wechsel der Gaszusammensetzung von ca. 3,1 - 2,4 Vol.-% auf 0 Vol.-% (Abbildung 4-63). Das bedeutet auf das Luftverhältnis umgerechnet ein Absinken von Lambda 1,15 (H-Gas 1_GWI) auf 0,995 (H-Gas 3_GWI) (siehe Tabelle 4-29). Als Maß für die Unvollständigkeit der Verbrennung kann der CO-Gehalt im Abgas gesehen werden. Wie in der Messung auf der Brennerachse zu erkennen ist (siehe Abbildung 4-64), liegt die CO-Konzentration für den Ausgangspunkt (H-Gas 1_GWI) direkt hinter dem Brenner auf einem Level von ca. 11 ppm, was einen vollständigen Ausbrand bedeutet. Die CO-Konzentration nach dem Wechsel der Gaszusammensetzung liegt 260 mm hinter dem Brennerstein auf einem enorm hohen Niveau von fast 25.000 ppm und fällt über eine Ofenlänge von über 2 m auf ein immer noch sehr hohes Niveau von 4000 ppm ab.

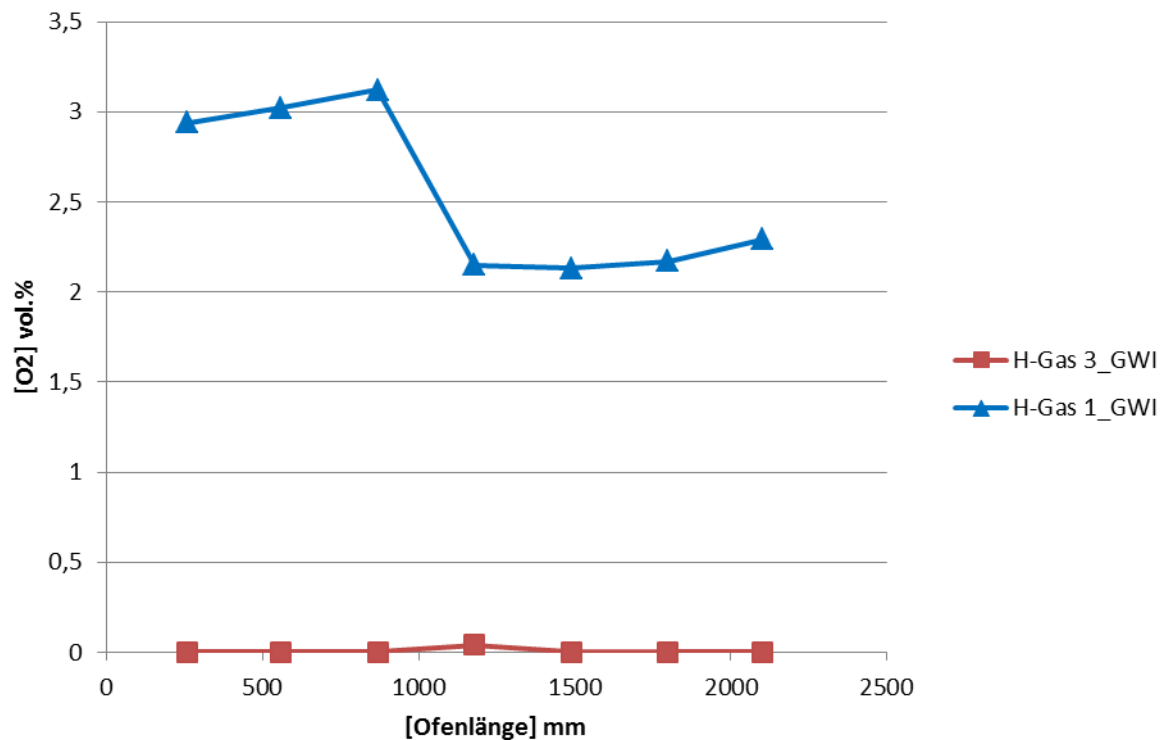


Abbildung 4-63: Sauerstoffkonzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario III, Fall 1)

Trotz der Temperaturerhöhung (Abbildung 4-62) aufgrund des Gaswechsels kommt es zu keinen nennenswerten Änderungen bei den NO_x-Emissionen (Abbildung 4-65). Nur im Bereich nahe des Brenners weichen die Emissionen entsprechend der höheren Leistung und adiabaten Flammtemperatur für H-Gas 3_GWI um 50 ppm nach oben hin ab. Die im Kamin gemessenen und auf 3 Vol.-% Sauerstoff im Abgas bezogenen Emissionen weichen hingegen nur um 7 ppm voneinander ab (Tabelle 4-22). Dies ist in der unterstöchiometrischen Fahrweise begründet. D. h., es steht nicht genügend Sauerstoff für die NO_x-Bildung zur Verfügung.

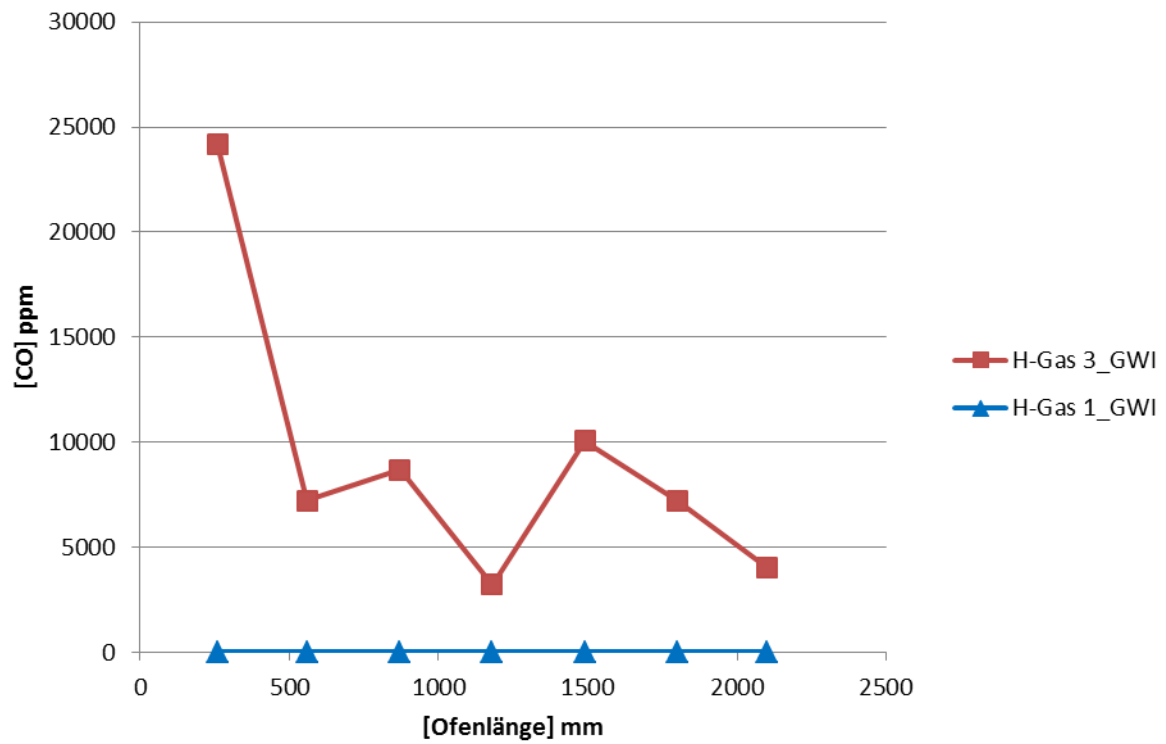


Abbildung 4-64: CO-Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario III, Fall 1)

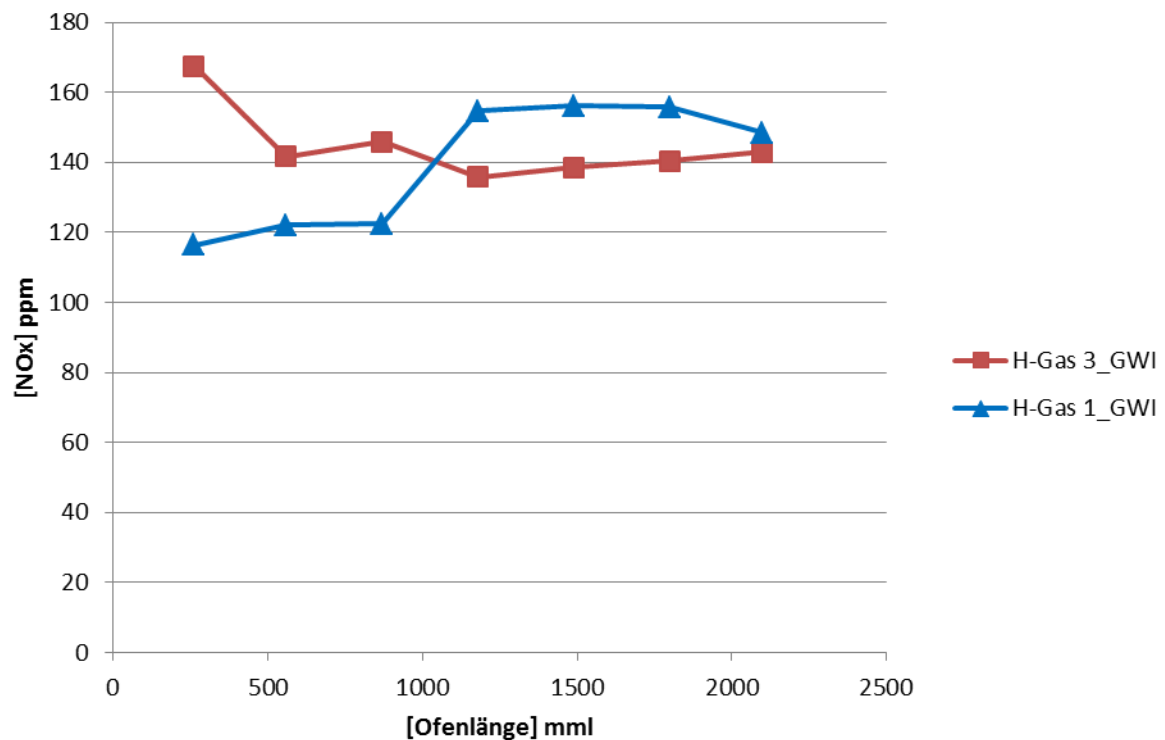
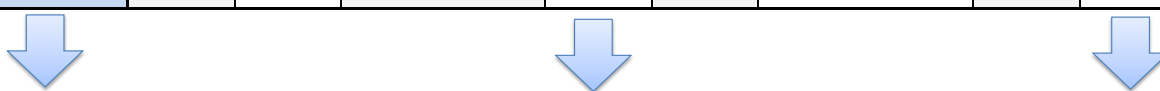


Abbildung 4-65: NO_x-Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 1_GWI nach H-Gas 3_GWI (Szenario III, Fall 1)

Ähnlich der Feldmessungen kommt es auch im Kamin zu einem Anstieg der Abgastemperatur um ca. 80 °C, siehe Tabelle 4-31. Die größte Veränderung, welche durch den unterstöchiometrischen Betrieb bedingt ist, zeigt sich bei den CO-Emissionen. Auch im Kamin lässt sich noch eine normierte Kohlenmonoxidkonzentration von ca. 2300 ppm messen. Der nach der aktuellen TA-Luft geltende Grenzwert für Kohlenmonoxid für Anlagen kleiner 50 MW beträgt 50 mg/m³ und wird somit um das über 57-fache überschritten.

Tabelle 4-31: Kaminmesswerte Szenario III, Fall 1

H-Gas 1_GWI	O ₂	NO _x	NO _x	NO _x	CO	CO	CO	T _{Kamin}
	[Vol.-%]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[°C]
	2,3	129,9	125,04	256,82	3,00	2,89	3,61	1136
								
H-Gas 3_GWI	O ₂	NO _x	NO _x	NO _x	CO	CO	CO	T _{Kamin}
	[Vol.-%]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[°C]
	0	138,3	118,54	243,48	2680,00	2297,14	2872,45	1217

Fall 2

Nachfolgend werden die Ergebnisse des Brenners 3 (COSTAIR-Brenner) für Szenario III Fall 2 dargestellt. Wie aus Tabelle 4-30 zu entnehmen, kommt es trotz einer Steigerung des Gasvolumenstroms zu einer Reduzierung der Leistung aufgrund des geringeren Heizwertes. Die Leistung sinkt dabei um 15,6 % auf 173 kW. Das Absinken der Leistung und der geringere Luftbedarf des H-Gas 1_GWI kombiniert mit der unveränderten Luftversorgung, lässt die Sauerstoffkonzentration im Ofen von knapp 3,5 Vol.-% auf ca. 6 Vol.-% ansteigen (Abbildung 4-66). In dieser Überversorgung und dem Abfallen der Leistung liegt das Absinken der Temperatur im Ofen begründet. Die Messung ergab einen Temperaturabfall von ca. 70 °C über die gesamte Ofenlänge (Abbildung 4-67).

Im Gegensatz zu Fall 1 bewegt sich das Verbrennungssystem diesmal in einen stark überstöchiometrischen Bereich hinein, wodurch sich keine nennenswerten CO-Konzentrationen messen lassen. Die gemessenen CO-Konzentrationen bewegen sich im niedrigen einstelligen ppm-Bereich, siehe Abbildung 4-68.

Die Verdünnung der Verbrennung durch die überschüssige Luft, führt zu einer starken Reduktion der NO_x-Produktion. Wie in Abbildung 4-69 zu sehen ist, sinkt die NO_x-Konzentration entlang der Brennerachse von durchschnittlich 120 ppm auf 41 ppm.

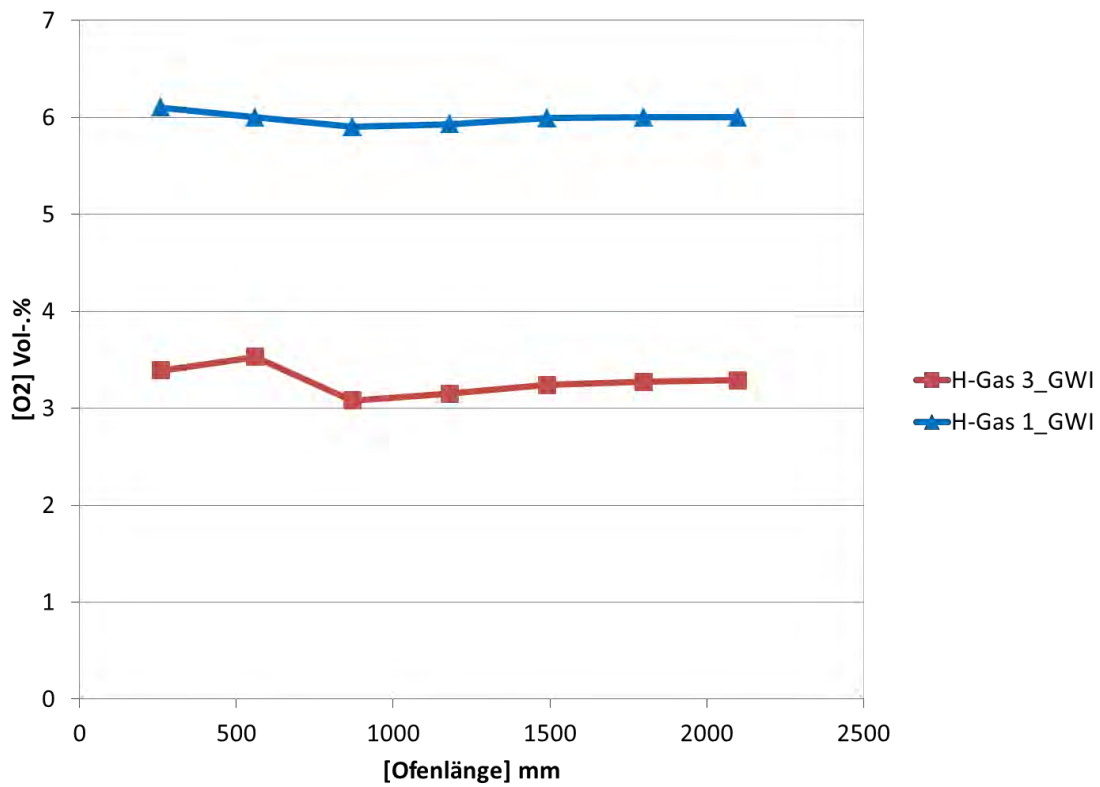


Abbildung 4-66: O₂-Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario III, Fall 2)

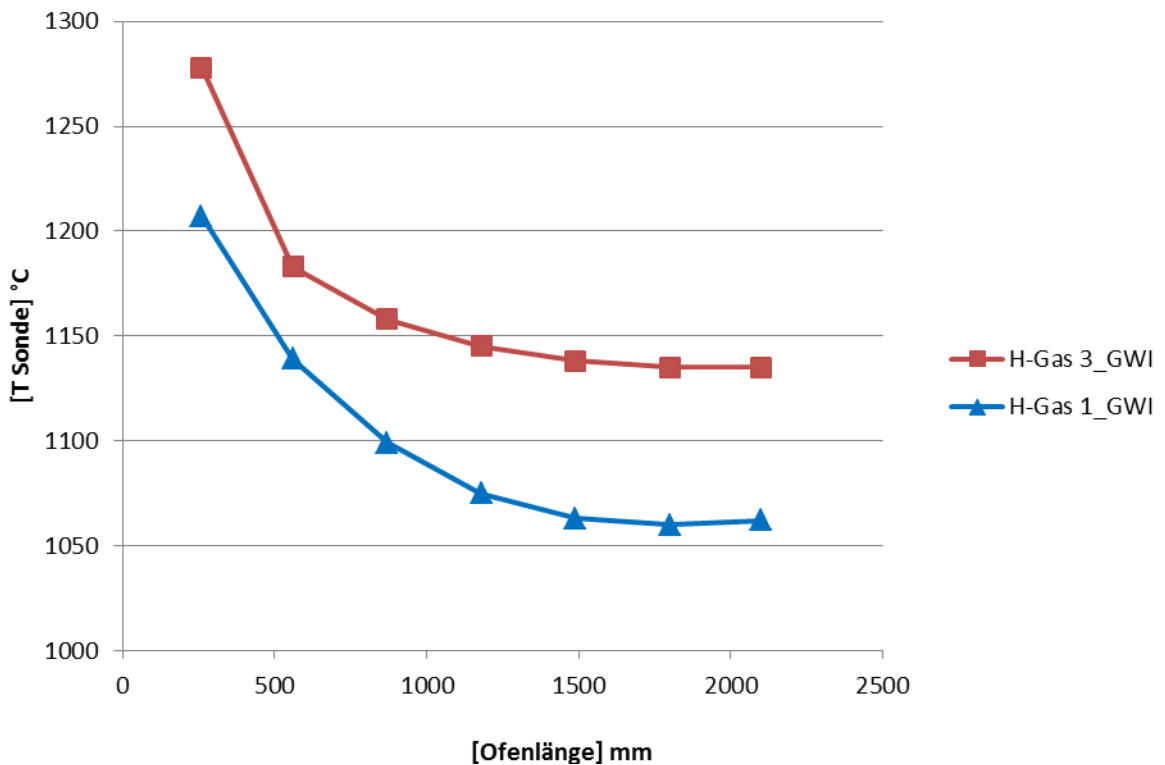


Abbildung 4-67: Temperaturverlauf im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario III, Fall 2)

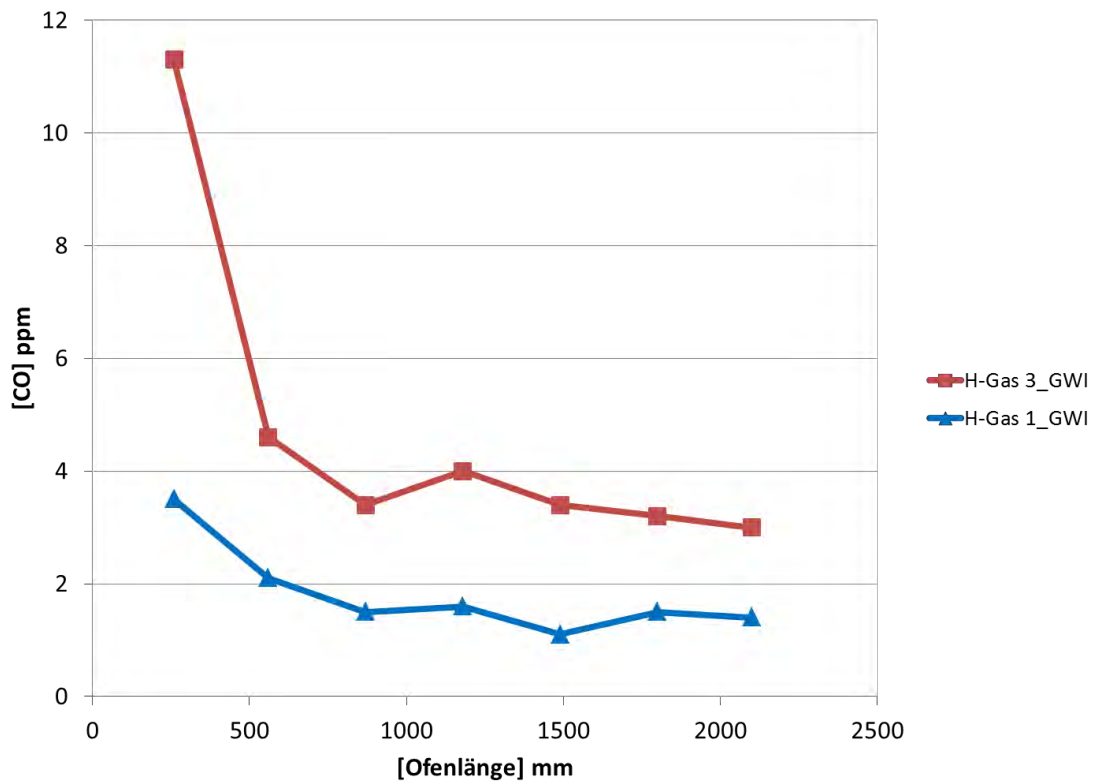


Abbildung 4-68: CO-Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario III, Fall 2)

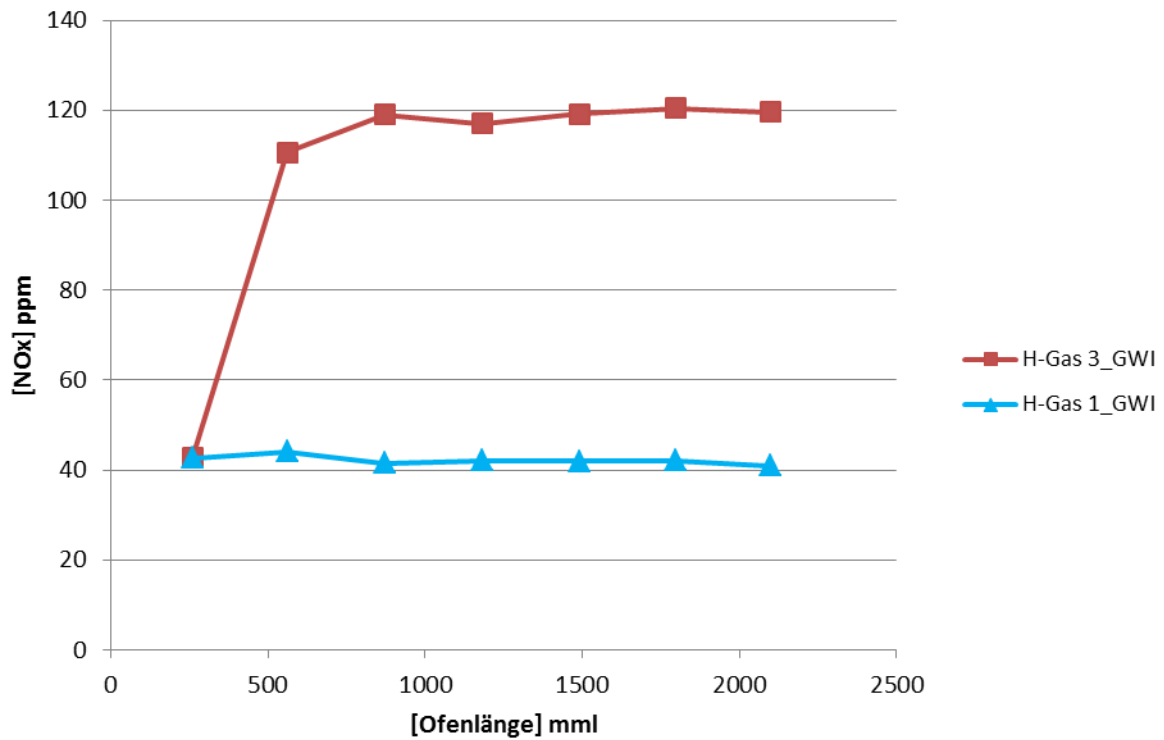


Abbildung 4-69: NO_x-Konzentration im Ofen entlang der Brennerachse für Gaswechsel von H-Gas 3_GWI nach H-Gas 1_GWI (Szenario III, Fall 2)

In Tabelle 4-32 sind abschließend die Kaminmesswerte aufgeführt. Wie auch schon in den Sondenmessungen zu beobachten ist, kommt es zu einem gestiegenen Luftüberschuss. Diese Tatsache und die verringerte Leistung führen zu einem Absinken der Abgastemperatur um ca. 70 °C auf 1064 °C. Die CO-Emissionen liegen auf einem Niveau nahe dem detektierbaren unteren Messbereich des am GWI installierten Gasanalysators. Die NO_x-Emissionen fallen drastisch ab.

Tabelle 4-32: Kaminmesswerte Szenario III, Fall 2

H-Gas 3_GWI	O ₂	NO _x	NO _x	NO _x	CO	CO	CO	T _{Kamin}
	[Vol.- %]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[°C]
	3,29	122,1	124,10	254,89	2,60	2,64	3,30	1132

H-Gas 1_GWI	O ₂	NO _x	NO _x	NO _x	CO	CO	CO	T _{Kamin}
	[Vol.- %]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[ppm]	[ppm auf 3 Vol.-% O ₂ bez.]	[mg/m ³]	[°C]
	6,04	41	49,33	101,32	1,20	1,44	1,81	1064

4.2.3.5 Fazit der Brenneruntersuchungen

Anhand der dargestellten experimentellen und numerischen Untersuchungsergebnisse konnte erstens einwandfrei nachgewiesen werden, dass Gasbeschaffenheitsschwankungen Auswirkungen auf das Temperatur- und Schadstoffverhalten von verschiedenen Industriebrennern haben. Dabei wurden unterschiedliche Szenarien und Regelstrategien untersucht. Anhand eines konkreten Brennerbeispiels wurden sowohl die numerischen als auch die experimentellen Untersuchungen hier näher erläutert. Die Ergebnisse der restlichen Brenneruntersuchungen sind im Anhang aufgeführt.

Zweitens konnte anhand der experimentellen Ergebnisse gezeigt werden, dass die Tendenzen der Gasbeschaffenheitsänderungen mit Hilfe numerischer Simulationen sehr gut wiedergegeben werden können. Damit wurden die verwendeten Verbrennungs-, Strahlungs- und Turbulenzmodelle validiert. Mit diesen Modellkombinationen und Erkenntnissen können nun im nachfolgenden Kapitel die Auswirkungen an konkreten Industrieanlagen untersucht werden. Da dies an den realen Industrieanlagen messtechnisch nicht möglich ist, wird sich hier auf numerische Untersuchungen beschränkt.

4.2.4 Untersuchung von gewerblichen und industriellen Anwendungen

Während im vorangegangenen Abschnitt die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf einzelne Industriebrenner mit Hilfe numerischer Simulationen und experimenteller Untersuchungen an Laboröfen detailliert analysiert wurden, sollen im Folgenden die potentiellen Effekte solcher veränderten Brenngaszusammensetzungen auf industrielle Feuerungsprozesse dargestellt werden. Im Gegensatz zur Betrachtung der Einzelkomponente „Brenner“ spielt bei industriellen Feuerungsprozessen insbesondere die Wechselwirkung zwischen Verbrennung und Produktionsprozess eine entscheidende Rolle. Effizienz, Schadstoffbildung und Betriebssicherheit sind natürlich ebenfalls von großer Bedeutung.

Industrielle Prozesse sind in ihrer Vielzahl, Anwendung und Ausführung sehr zahlreich und komplex. Im Rahmen dieses Projektes konzentrierte man sich deshalb auf zwei sehr unterschiedliche Prozesse und Anlagen, um typische Auswirkungen aber auch spezielle Herausforderungen darzustellen. Die Kesselanwendung wurde gewählt, weil hier im Gegensatz zu vielen industriellen Feuerungsanlagen kein direkter Kontakt mit dem Wärm- oder Schmelzgut besteht und die Wände des Verbrennungsraumes gekühlt werden. Der Glasschmelzprozess wurde ausgesucht, da hier aus Erfahrungen bekannt ist, dass dieser Prozess sehr sensibel auf Gasbeschaffenheitsänderungen reagiert.

4.2.4.1 Untersuchung der Auswirkung von Gasbeschaffenheitsschwankungen am Beispiel des Heiz- und Dampfkessels

Als Anwendung einer gewerblichen und/oder industriellen Anlage wurde eine Kesselanlage zur Bereitstellung von warmen Wasser oder Dampf (z. B. zu Heizzwecken oder anschließenden Trocknungsanwendungen) ausgewählt.

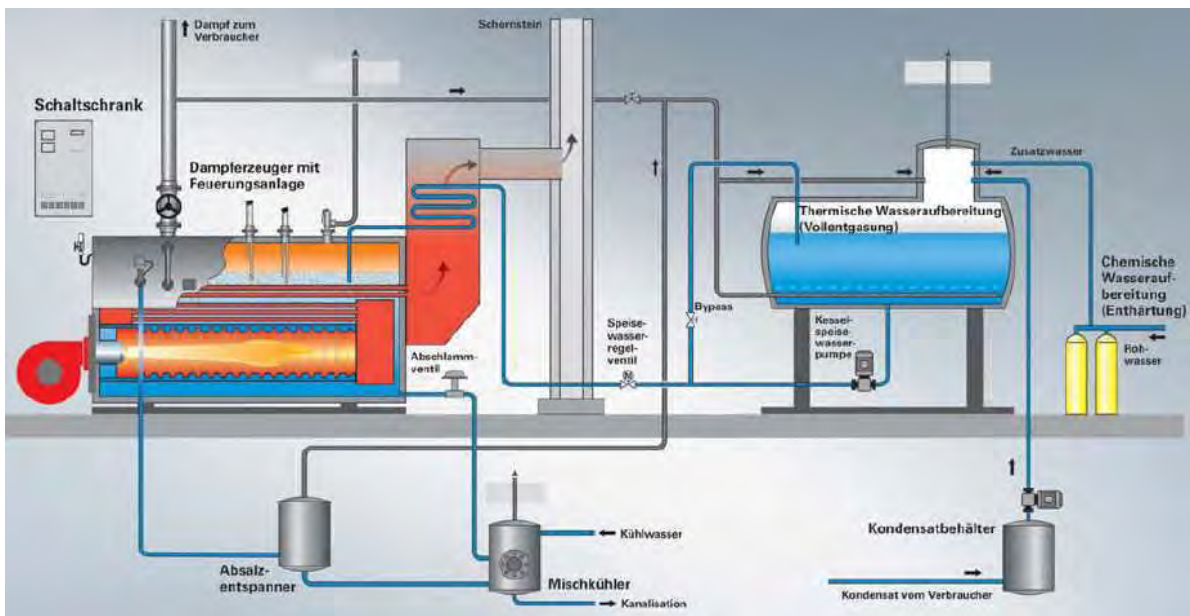


Abbildung 4-70: Schematischer Aufbau eines Dampfkessels mit anschließender Kesselanlage [4.26]

Im Gegensatz zu vielen anderen industriellen Thermoprozessanlagen sind die Wände des Feuerraumes eines solchen Kessels relativ kalt, da sie wassergekühlt sind und das gesamte Temperaturniveau etwas tiefer liegt als beispielsweise bei einer Hochtemperaturanlage. Der schematische Aufbau sowohl des Kessels als auch des gesamten Kreislaufs sind in Abbildung 4-70 dargestellt. Sehr häufig werden an solchen Kesselanlagen Gebläsebrenner eingesetzt, die teilweise über ein konstant eingestelltes Verhältnis zwischen Gas und Luft den Brenner regeln. Bei solch einer Regelung kann auf wechselnde Beschaffenheiten des Brenngases natürlich nicht automatisch reagiert werden. Die Einstellung der Brenner erfolgt in den meisten Fällen über den anliegenden Gasdruck. Welche Auswirkungen dies auf die Verbrennung hat, wird anhand der nachfolgenden Untersuchungen näher betrachtet.

4.2.4.1.1 Numerische Untersuchung eines Heizkessels

Bei dem hier vorliegenden Kessel handelt es sich um eine nach EN 676 gebaute Industriekesselbrennkammer (Boiler) für automatische Gasgebläsebrenner. Abbildung 4-71 zeigt das den Berechnungen zugrunde liegende geometrische Modell des Kessels mit der Brennkammer und den sich anschließenden wassergekühlten Abgaszügen. Die Darstellung der Berechnungsergebnisse erfolgt auf der Brennerebene. Der eingesetzte Brenner basiert auf dem im vorherigen Kapitel 4.2.3 vorgestellten Konzept der kontinuierlichen Luftstufung COSTAIR [4.27]. Es werden wiederum die Brenngasbeschaffenheiten untersucht, die bereits bei den experimentellen Untersuchungen der Industriebrenner an der Forschungsstelle GWI zum Einsatz kamen, siehe Tabelle 4-11 und Tabelle 4-12.

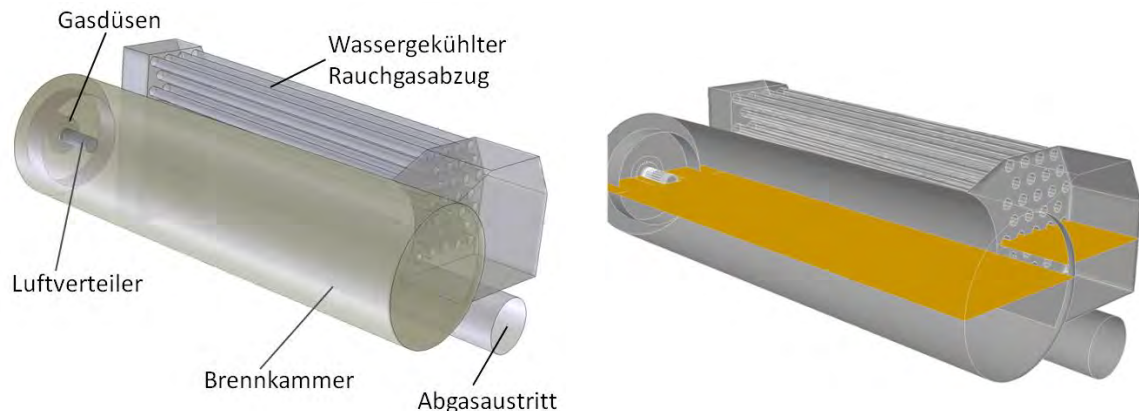


Abbildung 4-71: Modell des untersuchten Kessels mit der Auswertungsebene

In Tabelle 4-33 sind die Kennwerte und Randbedingungen für die durchgeführten Kesselsimulationen aufgelistet. Die Berechnung mit H-Gas Ref._GWI wurde für eine Leistung von 200 kW, eine Luftzahl $\lambda = 1,05$ sowie Brennstoff- und Lufttemperaturen von je 25 °C durchgeführt. Der verwendete Brenner ist auf einen konstanten Druckverlust des Brenngases eingestellt, d. h., der Brenngasvolumenstrom wird bei einer Gasbeschaffenheitsänderung angepasst, während die Luftmenge in allen untersuchten Fällen konstant bleibt. Bei Variationen der Gaszusammensetzung, analog zu den Untersuchungen für den Glasschmelzprozess, siehe auch Abbildung 4-43, kommt es zu Änderungen der Dichte, des Heizwerts und des minimalen Luftbedarfs des Brenngases, woraus sich veränderte Feuerungsleistungen und globale Luftzahlen ergeben, wie in Tabelle 4-33 deutlich wird.

Tabelle 4-33: Betriebsdaten der untersuchten Gase für die Kesselsimulationen

Gasart	$H_{l,n}$ [kWh/m ³]	Leistung [kW]	$\rho_{n, Gas}$ [kg/m ³]	$V_{n, Gas}$ [m ³ /h]	L_{min} [m ³ _{Luft} /m ³ _{Br.}]	λ [-]	$V_{n, Luft}$ [m ³ /h]
H-Gas Ref._GWI	10,436	200	0,8004	19,16	9,99	1,05	201,0
H-Gas 3_GWI	11,884	214	0,9043	18,03	11,27	0,99	201,0
H-Gas 1_GWI	9,114	185	0,7110	20,33	8,65	1,14	201,0

In den folgenden beiden Abbildung 4-72 und Abbildung 4-73 sind für die untersuchten H-Gase unter der Annahme eines konstanten Druckverlusts des Brennstoffes und eines konstanten Volumenstroms der Luft die Temperatur- und die CO-Verteilungen dargestellt. Die drei Temperaturverteilungen in Abbildung 4-72 zeigen den Einfluss der unterschiedlichen Randbedingungen auf das Verbrennungsverhalten. Die höhere Leistung beim H-Gas 3_GWI führt zu einer Erhöhung der Verbrennungstemperatur, wodurch sich eine höhere Wärmeübertragung auf die Wasserseite und eine höhere Feuerraumbelastung im Vergleich zum Referenzfall ergibt. Aufgrund der niedrigeren Leistung und der höheren Luftzahl beim H-Gas 1_GWI nimmt hingegen die maximale Temperatur in der Brennkammer um ca. 14 K ab. Der erhöhte Luftüberschuss führt zu einer reduzierten Effizienz des Kessels. Die Abgastemperaturen am Austritt sind erwartungsgemäß proportional zu den eingebrachten Leistungen.

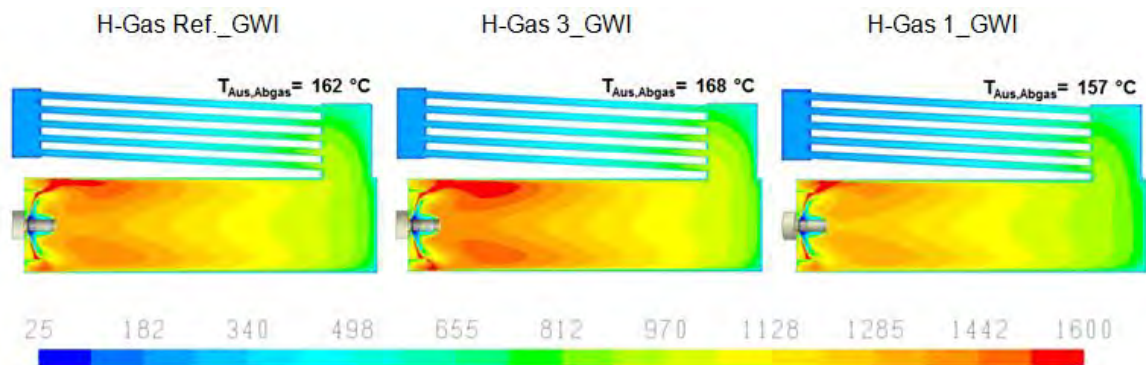


Abbildung 4-72: Temperaturverteilung in °C in der Brennerebene bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstanter Druckverlust des Brenners und konstanter Luftvolumenstrom)

Mit Hilfe der CO-Verteilung (s. Abbildung 4-73) kann die Lage und Ausdehnung der Reaktionszone deutlich gemacht werden. Für den Fall H-Gas 1_GWI ergibt sich eine deutlich kompaktere Reaktionszone als für den Referenzfall, was auf die proportional größere Luftmenge und geringere Leistung zurückzuführen ist. Für H-Gas 3_GWI führt die unterstöchiometrische Verbrennung zu einem unvollständigen Ausbrand, weswegen gemittelte Konzentrationen von 0,32 mol-% H_2 und 0,24 mol-% CO am Austritt des Kessels festgestellt wurden (s. Tabelle 4-31). Die Reaktionszone umfasst aufgrund des globalen Sauerstoffmangels praktisch die gesamte Brennkammer und es ist mit einer Verlängerung der Flamme bis in den Umkehrbereich zu rechnen. Dies führt erstens zu Überhitzungen der geschweißten Bauteile und damit zu Beschädigungen und zweitens zu einer massiven Gefährdung von Personal und Umwelt. Anders als beim vorherigen Anwendungsfall reagiert das CO selbst bei Vorhandensein von Sauerstoff nach den Umlenkungen nicht weiter, da die Temperaturen zu niedrig sind.

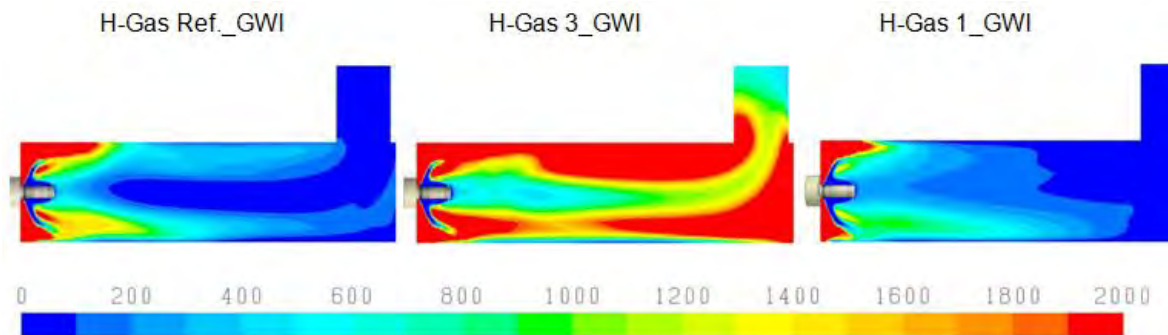


Abbildung 4-73: CO-Verteilung in ppm in der Brennebene bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstanter Druckverlust des Brenners und konstanter Luftvolumenstrom)

Die Wärmestromdichteverteilung an den Wänden der Brennkammer für die drei H-Gas-Varianten ist in Abbildung 4-74 dargestellt. Der Betrieb mit H-Gas 3_GWI führt, verglichen mit dem Referenzfall, zu einer erhöhten Wärmeübertragung, da die lokalen Temperaturen und der Anteil an CO₂ und H₂O im Abgas höher sind. Beim Betrieb mit H-Gas 1_GWI ist der gegenteilige Effekt festzustellen.

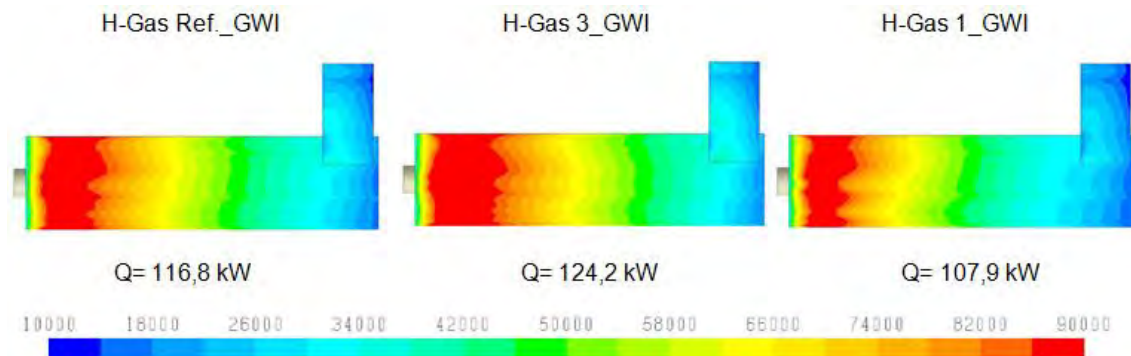


Abbildung 4-74: Verteilung der Gesamtwärmestromdichte in W/m² auf der Innenwand der Brennkammer bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstanter Druckverlust des Brenners und konstanter Luftvolumenstrom)

Auch die Gesamtwärmemengen, die über die Brennkammerwände ausgekoppelt sind, unterscheiden sich entsprechend. In der Tabelle 4-34 sind die maximalen Verbrennungstemperaturen, die berechneten mittleren Abgastemperaturen und die gemittelten CO- und NO_x-Emissionen im Abgas des Kessels aufgelistet. Die Temperaturen in der Brennkammer und am Austritt des Kessels spiegeln die Leistung des Brenngases wider. Die Druckverluste über den Brenner gas- und luftseitig sind konstant.

Die bei der Verbrennung von H-Gas 3_GWI entstandenen hohen CO-Emissionen sind auf das mangelnde Sauerstoffangebot in der Reaktionszone zurückzuführen, wodurch sich eine unvollständige Verbrennung ergibt. Trotz der global unterstöchiometrischen Verbrennung liegen beim Fall H-Gas 3_GWI jedoch die höchsten Temperaturen sowohl in der Brennkammer als auch am Austritt vor, was sich durch höhere eingebrachte thermische Leistung erklären lässt. Diese höheren Temperaturen schlagen sich jedoch nicht in erhöhten NO_x-Emissionen nieder, da die Stickoxidbildung durch den Sauerstoffmangel gedämpft wird.

Tabelle 4-34: Berechnete Temperaturen, CO- und NO_x-Werte im Abgas

Gasart	T _{Ad.-Fl.} [°C]	T _{Max.} [°C]	T _{Abgas} [°C]	CO _{tr.-Abgas} [ppm]	NO _{x, Abgas} – bzw. auf 3 Vol.-% O ₂ [ppm]
H-Gas Ref._GWI	1931	1753	162	0	11
H-Gas 3_GWI	1988	1761	168	2435	10
H-Gas 1_GWI	1848	1739	157	0	8

Betrachtet man die Energiebilanz des Kessels für die untersuchten Gase, dann ist zu erkennen, dass die thermisch in den Kessel eingebrachte Wärme zu rund 59 % von den wassergekühlten Wänden der Brennkammer aufgenommen wird (s. Tabelle 4-35), unabhängig von der in Summe eingebrachten Wärme. Die absolut ausgekoppelte Wärmemenge variiert entsprechend.

Tabelle 4-35: Energiebilanzen

Gasart	Q _{Reaktion} [kW]	Q _{Brennkammer} [kW]	Q _{WT,Wände} [kW]	Q _{Abgas} [kW]
H-Gas Ref._GWI	200	116,8	67,9	15,3
H-Gas 3_GWI	212	124,2	71,2	16,6
H-Gas 1_GWI	185	107,9	63,0	14,1

Tabelle 4-36: Zusammensetzung des Kesselabgases

Gasart	Zusammensetzung des Abgases (trocken) [Mol.-%]				
	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂	CO
H-Gas Ref._GWI	11,37	87,37	1,26	0,00	0,00
H-Gas 3_GWI	12,11	87,33	0,00	0,32	0,24
H-Gas 1_GWI	10,15	86,84	3,01	0,00	0,00

Die Simulationen veranschaulichen die Auswirkungen der veränderten Brenngaszusammensetzungen auf den Kessel. Während der Wechsel vom Referenzgas H-Gas Ref_GWI zu einem niederkalorischen Brenngas (H-Gas 1_GWI) lediglich zu einem Wirkungsgradverlust aufgrund der erhöhten Luftzahl führt, wird beim Wechsel vom Referenzgas hin zur einem „reicheren“ Gas

toxisches CO in signifikanten Mengen erzeugt (s. Tabelle 4-36). Die Anlage kann in diesem Fall nicht mehr sicher betrieben werden.

4.2.4.1.2 Experimentelle Untersuchungen verschiedener Heizkessel und -brenner

Zur Identifizierung von Effekten von Gasbeschaffenheitsschwankungen wurden die Untersuchungen in folgende Bereiche gegliedert:

- Experimentelle Untersuchungen im Prüffeld „Industriekessel“ für die festgelegten Gasmischungen (vgl. Tabelle 4.3, Punkt 4.2.2.1 sowie Anlagen, Anhang IV und Abbildung IV-1) und Industriekesseltypen mit verschiedenen Brennern, repräsentativ für übliche Industrieanwendungen:
 - Industriekesseltyp I mit 100 kW Hochgeschwindigkeitsbrenner und 100 kW Gebläsebrenner in unterschiedlichen Größen von Kesseln
 - Industriekesseltyp II mit 100 kW Flächenbrenner (Komplettkessel Brennwerttechnik)

Szenarium:

Bei diesen Kesselanlagen wird der Brenngasvolumenstrom typischerweise über den Druckverlust des Brenngases geregelt. Praktisch bedeutet das, dass eine Veränderung der chemischen Zusammensetzung des Brenngases zu einer Brenngasvolumenstromänderung führt, während die dem Kessel zugeführte Luftmenge konstant bleibt. Diese Regelungsstrategie hat zur Folge, dass eine veränderte Erdgaszusammensetzung in einer Änderung der Luftzahl im Kessel resultiert, da der minimale Luftbedarf eines Brenngases unmittelbar mit dessen chemischer Zusammensetzung zusammenhängt. Auch die eingebrachte Brennerleistung ändert sich als Funktion des Brenngasvolumenstroms. Die durchgeführten exemplarischen numerischen Untersuchungen eines Heizkessels unter Pkt. 4.2.4.1.1 (s. o.) tragen dieser Regelungsstrategie und den eingesetzten Brennern Rechnung.

Bei den verwendeten Brennern (Brennerleistung 100 kW) wurde also der benötigte Ausgangsdruck für den Brenngasvolumenstrom als konstanter Wert eingestellt. Bedingt durch die veränderten strömungsmechanischen und chemischen Eigenschaften der Brenngase (z. B. Dichte und minimaler Luftbedarf) kommt es zur Veränderung des Luftverhältnisses. Für die Versuche wurden, analog zu den Untersuchungen am GWI, eine Reihe von Testgasen definiert, die u. a. die extremen Grenzen der im H-Gas-Bereich abdecken (H-Gas 1_DBI, H-Gas 3_DBI, H-Gas Ref._DBI vgl. Abbildung 2-1). Anders als am GWI wurde jedoch direkt von dem niederkalorischen Erdgas auf das hochkalorische Gas umgestellt. Bei den Messungen war der Brenner optimal auf das anfänglich verwendete Gas eingestellt.

4.2.4.1.2.1 Versuchsaufbau

Für die experimentellen Untersuchungen wurden 3 verschiedene Brennertypen als Vertreter der Industriekessel ausgewählt (siehe Anhang IX):

1. Hochgeschwindigkeitsbrenner
2. Flächenbrenner (Komplett-Industriekessel mit Brennwerttechnik)
3. Gebläsebrenner

Ziel war es, die möglichen Effekte durch Gasbeschaffenheitswechsel unter anderem auf Emissionen, Verbrennungseigenschaften und Energieeffizienz mit verschiedenen Brennertypen zu untersuchen. Um reproduzierbare Messergebnisse zu erhalten, erfolgten die praktischen Versuche im Prüffeld Industriekessel (Prüfflammrohre) des Freiburger Technikums. Es handelt sich dabei um zylinderförmige Brennkammern. Diese besitzen einen wassergekühlten Mantel, wodurch man stationäre Zustände für Prüfungen und Versuche realisieren kann. Der Aufbau der Prüfflammrohre entspricht der Norm DIN EN 676 „Gebläsebrenner für gasförmige Brennstoffe“. Die Abbildung 4-75 zeigt den schematischen Aufbau.

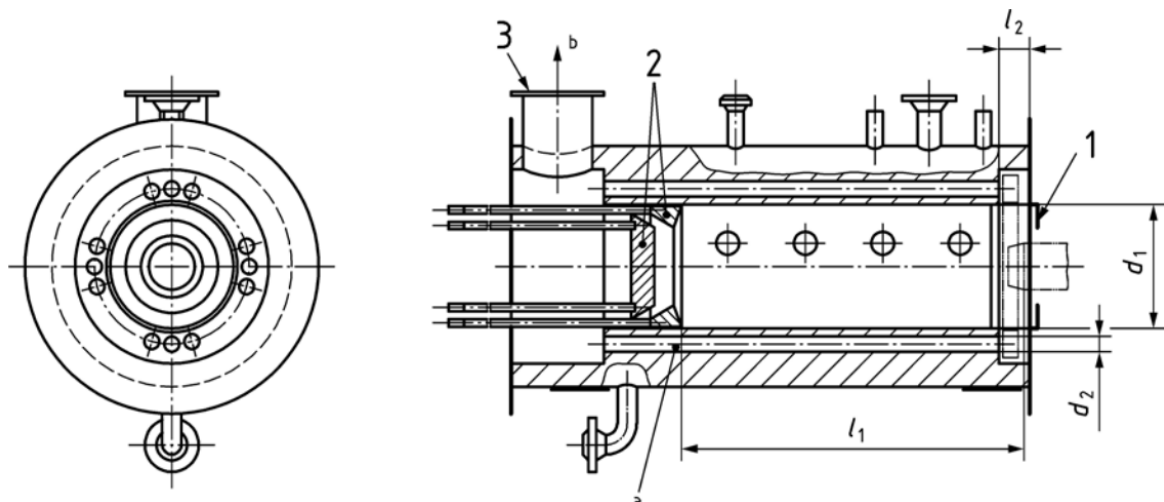


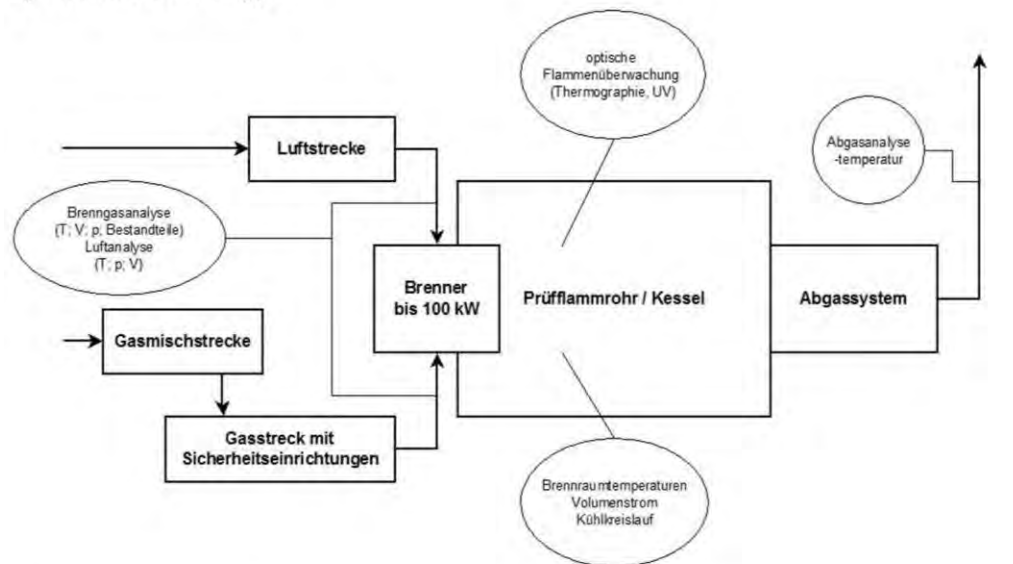
Abbildung 4-75: Schematischer Aufbau des Prüfflammrohres für den Industrie-Brennerteststand gemäß DIN EN 676 [4.28]

Die Grafik in Abbildung 4-76 zeigt schematisch die Kernelemente der Versuchsaufbauten. Zu unterscheiden sind dabei 2 Kesseltypen:

- Kesseltyp 1: mit Prüfflammrohr und angeflanschem Hochgeschwindigkeitsbrenner bzw. Gebläsebrenner
- Kesseltyp 2: Brennwertkessel mit Flächenbrenner

Grundlegend besteht das System aus der eigentlichen Einheit des Brenners, des Brennraumes (Prüfflammrohr, Kessel) mit entsprechenden Einbauten und dem Abgassystem. Jedem Brenner vorgeschaltet sind die Gasstrecke und die Luftstrecke, jeweils mit allen notwendigen Sicherheits- und Regeleinrichtungen. Im Falle des Hochgeschwindigkeitsbrenners erfolgte die Verbrennungsluftversorgung über eine separate Versorgung mit dazugehörigem Verbrennungsluftgebläse. Für die durchgeführten Versuche wurden die Brenner über eine computergesteuerte Gasmisch-einrichtung mit dem Misch-Brenngas versorgt. Die eingestellten Gasmischungen wurden gas-chromatografisch kontrolliert.

a) Industriekesseltyp I



b) Industriekesseltyp II

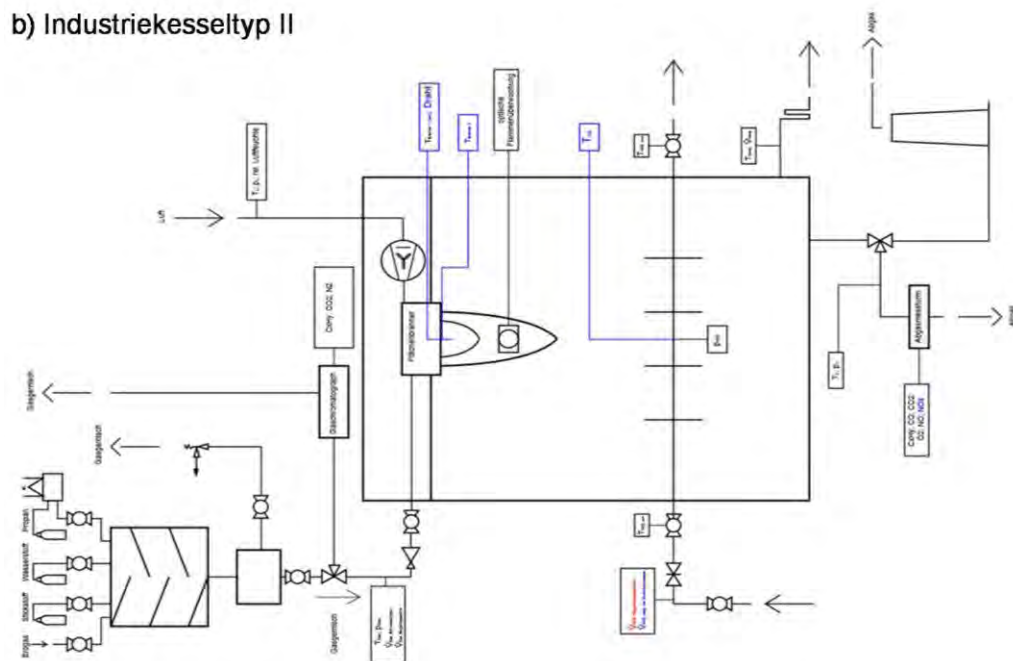


Abbildung 4-76: Blocksaltbild Versuchsaufbau Industriekessel

Wesentlicher Bestandteil der Versuchsaufbauten stellt die Messtechnik dar, in der Abbildung 4-76 oval dargestellt. Es werden zum einen die Eingangswerte wie Temperatur, Druck und Volumenstrom (wenn möglich) der Verbrennungsluft bzw. des Brenngases erfasst. Für die Messung des Brenngasvolumenstroms wurde ein geeichter Balgengaszähler eingesetzt. Für das Brenngas erfolgt ebenfalls die Erfassung der jeweiligen Zusammensetzung. Ausgangsseitig werden die Abgastemperatur und Abgaskomponenten wie CO, CO₂, O₂, NO, NO₂, NO_x und C_xH_y erfasst. Da bei einzelnen Versuchen die CO-Konzentrationen im Abgas weit über 2.000 ppm anstiegen, wurde zusätzliche Messtechnik eingesetzt, welche CO-Messung bis in den Volumenprozent-Bereich hinein

zulässt. Für die Effizienzbestimmung werden auch die Vor- und Rücklauftemperaturen sowie der Volumenstrom des Brennwertkessels bzw. der Kühlung des Prüfflammrohres bilanziert. Am Prüfflammrohr ist allerdings zu beachten, dass das Kühlwasser zur Einstellung eines stationären Zustandes dient. Eine Isolierung zur Vermeidung thermischer Verluste ist nicht vorgesehen. Bei der späteren Aufstellung der Energiebilanzen ist dies zu beachten. Detaillierte Darstellungen der Versuchsaufbauten sind im Anhang IX zu finden.

Für eine Beurteilung der Verbrennungseigenschaften wurden weiterhin Temperaturen im Brennraum, an Brennerbauteilen und an Einbauten im Brennraum erfasst. Aufgrund der sich verändernden Flammenposition und Flammenlängen wurde auf die Messung einer Flammentemperatur verzichtet. Für eine Bewertung der Flammgeometrie und des Ausbrandes wurden optische Messverfahren eingesetzt. Das OPTISOS-System ermöglicht dabei die Visualisierung der Flamme und des Feuerraums im sichtbaren Bereich des Lichtes und im UV-Wellenlängenbereich. Mittels T-Kalibrierung und Falschfarbendarstellung können mit Hilfe einer vom DBI entwickelten Software, Festkörpertemperaturen im Feuerraum bestimmt werden. Die UV-Flammvisualisierung ermöglicht über die Detektierung der OH-Verbrennungsradikale die Ermittlung von Flammenkonturen und Hot-Spots. Wichtig ist es hier Tendenzen zu erkennen, welche sich dann auf andere Praxisanwendungen übertragen lassen. Die zweite eingesetzte Sonde ermöglicht die Flammendarstellung im UV-Bereich. Es werden so die entstehenden OH-Radikale sichtbar, was es ermöglicht, die komplette Flamme abzubilden. Ein erläuterndes Diagramm ist dazu im Anhang X abgelegt.

Der Einsatz der benannten und im Anhang IX abgebildeten Prüfflammrohre für den Industriekesseltyp 1 begründet sich aus der Möglichkeit, unterschiedliche Brenner unter identischen Bedingungen (stationär) zu betreiben. Weiterhin besteht auch die Möglichkeit, die Ofenraumgeometrien zu ändern (siehe Abbildung 4-76), auch während des Betriebs. Die beschriebene Messtechnik kann hier über entsprechende Stützen eingebracht werden, was die Variabilität bei den Messungen verbessert. Auf Grund des erforderlichen Platzes für die optischen Sonden, wurden Prüfflammrohre in 2 Größen (siehe dazu auch Anhang IX) eingesetzt. Die UV-Messungen wurden nur am großen Prüfflammrohr PFR 500 durchgeführt.

Die Tabelle 4-37 zeigt abschließend wesentliche technische Daten der eingesetzten Brenner bzw. Kessel.

Tabelle 4-37: Technische Daten der verwendeten Brennertechnik

	Hochgeschwindigkeitsbrenner	Gebläsebrenner	Industrie-Brennwertkessel
Anschlussdruck	500 mbar	bis 500 mbar	25 mbar
Leistung	100 kW	100 kW	100 kW
Modulationsbereich	50 % bis 100 %	25 % bis 100 %	17 % bis 100 %
Leistungsverstellung (Druckregler oder Klappe)	Manuelle Verstellung der Leistung. Regelung der Gebläsedrehzahl für den Luftvolumenstrom und Regelung des Gasvolumenstromes über Eingabe an der Mischeinrichtung	Elektronisch gesteuerte Klappen (Gas- und Luftklappen einzeln verstellbar)	Temperaturgeführte Regelung, Steuerung der Gebläsedrehzahl; über Druckregelung des Gebläses in Verbindung mit dem pneumatischen Verbund wird die Leistung variiert
Brennerkopf	Dreiteilig (Außenrohr, Brennrohr, Gaslanze und Elektrode)	Mehrere Düsen, Elektrode	Flächenbrenner

4.2.4.1.2.2 Mischgasbereitstellung, Erfassung vorhandener Beschaffenheitsschwankungen am Standort Freiberg

Die experimentellen Untersuchungen erfolgten mit den verschiedenen Brennertypen im Leistungsbereich bis 100 kW. Dabei wurden die Versuchsbedingungen Leistung und Luftzahl variabel vorgegeben und insbesondere Schwankungen der Gasbeschaffenheit simuliert. Tabelle 4-3 und Abbildung 4-9 zeigen wesentliche Gasmischungen in der Übersicht, wie sie für die nachfolgenden Untersuchungen am Standort Freiberg genutzt wurden. Für die Bereitstellung der Gasgemische wurde eine computergesteuerte Gasmischeinrichtung eingesetzt. Diese nutzt die vier Gase Stickstoff, Wasserstoff, Propan und Methan. Die Mischungen wurden gaschromatografisch überwacht. Da am Standort Freiberg Erdgas aus russischen Lagerstätten im Allgemeinen als Grundgas anliegt und dieses eine Methankonzentration von ca. 98 % ausweist, wurde das „Freiberger Erdgas“ statt Methan als 4. Komponente verwendet. Dieses Vorgehen hat den Vorteil, dass es sich hier um ein real anliegendes Erdgas der Gruppe H handelt, welches mit den benannten Gasen so abgemischt wird, dass man weitestgehend die Ecken der Kennfelder für L- und H-Gas gemäß G 260 abfahren kann. In der folgenden Abbildung 4-77 sind die Einflüsse der einzelnen Gaskomponenten auf das Grundgas aufgezeigt.

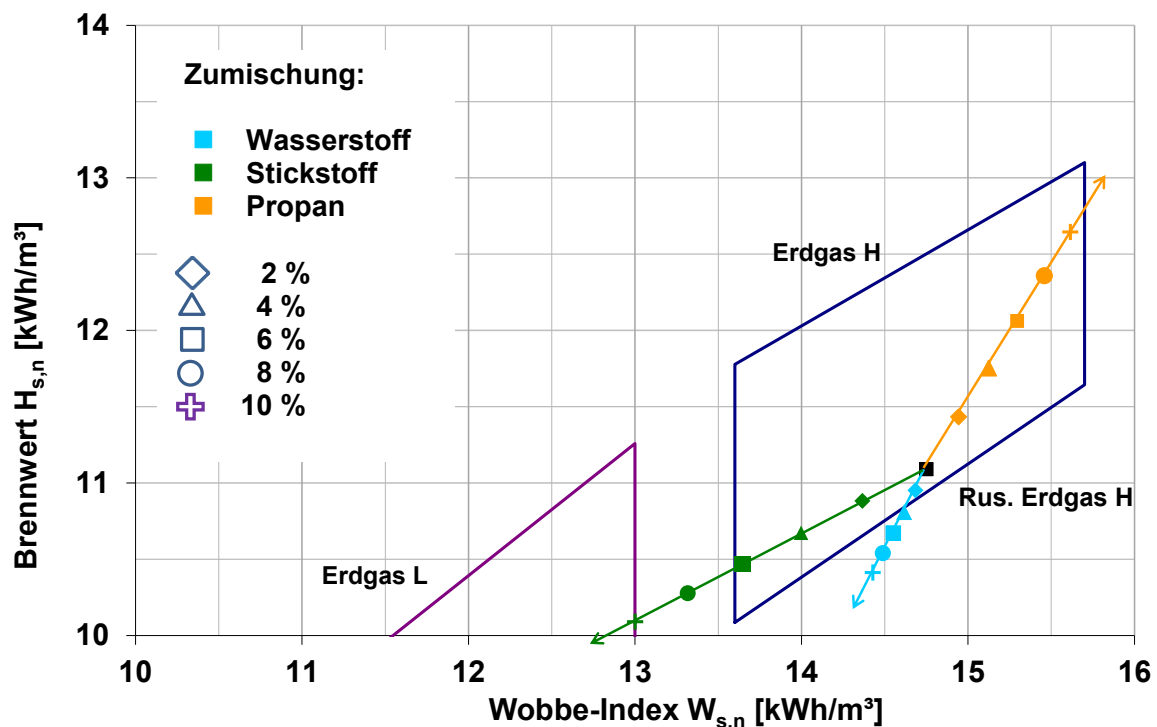


Abbildung 4-77: Einflüsse von H₂, N₂, C₃H₈ auf die Brenngaseigenschaften

Bei den gaschromatographischen Überprüfungen der eingestellten Gasgemische, stellten sich Unterschiede zwischen den Messungen und den im Vorfeld durchgeführten Berechnungen heraus. Weitere Überprüfungen zeigten, dass es sich bei dem in Freiberg anliegenden Grundgas nicht zu hundert Prozent um russisches Erdgas handelt. Die Verhältnisse mussten also für die Messungen entsprechend angepasst werden. Die Anpassungen sind aufgrund der Vielzahl kein Bestandteil dieses Berichtes.

Parallel zu den eigentlichen brennertechnischen Versuchen, wurde arbeitstäglich das anliegende Grundgas gaschromatografisch analysiert. Recherchen führten dazu, dass es sich momentan nicht um Schwankungen durch die Einspeisung regenerativer Brenngase handelte. Nähere Betrachtungen zeigten Analogien zur Zusammensetzung von Nordseegas. In der Tabelle 4-38 sind die typischen Zusammensetzungen für Russlandgas, Nordsee Erdgas und zum Vergleich die durchschnittliche gemessene Erdgaszusammensetzung, für den Zeitraum 25.07.2012 bis 01.03.2013, am Standort Freiberg aufgelistet.

Tabelle 4-38: Typische Zusammensetzung des Russland- und Nordsee-Erdgases, durchschnittlich in Freiberg ermittelte Gaszusammensetzung

	N ₂	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄
Russlandgas	0,81	0,06	98,37	0,51	0,17	0,06	0,02	0,01
Nordseegas	0,86	1,59	84,84	9,23	2,62	0,69	0,13	0,04
Ø Freiberggas	0,94	0,43	95,88	2,20	0,39	0,13	0,02	0,01

Die so ermittelten Daten ermöglichen eine Darstellung der Gasbeschaffenheitsschwankungen (25.07.2012 bis 01.03.2013), wie sie aktuell schon heute im Versorgungsnetz vorliegt.

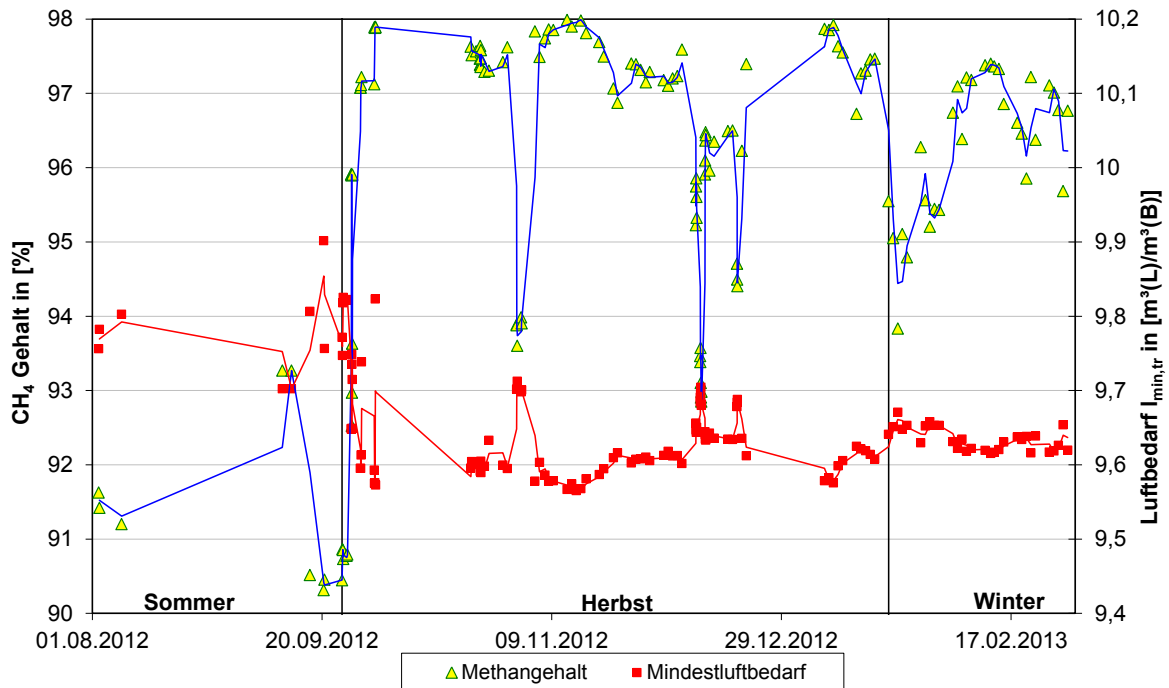


Abbildung 4-78: Verlauf des Anteils an CH₄, gemessen während des Untersuchungszeitraumes vom 25.07.2012 bis 01.03.2013

Die Abbildung 4-78 zeigt den Verlauf der Methankonzentration für den betrachteten Zeitraum. Es sind deutlich die Schwankungen zwischen ca. 90 Vol.-% und 98 Vol.-% Methan im Erdgas zu erkennen. Zur besseren Orientierung grenzen die senkrechten Linien die kalendarischen Jahreszeiten voneinander ab. Das Absinken des Methananteils bewirkt logischerweise einen Anstieg in derselben Größenordnung für den summierten Anteil der weiteren Gasbestandteile CO₂, N₂, C₂H₆ und C₃H₈ (siehe dazu nachstehende Abbildung 4-79). An den abweichenden Verläufen der Anteile ist dieser Zusammenhang gut sichtbar.

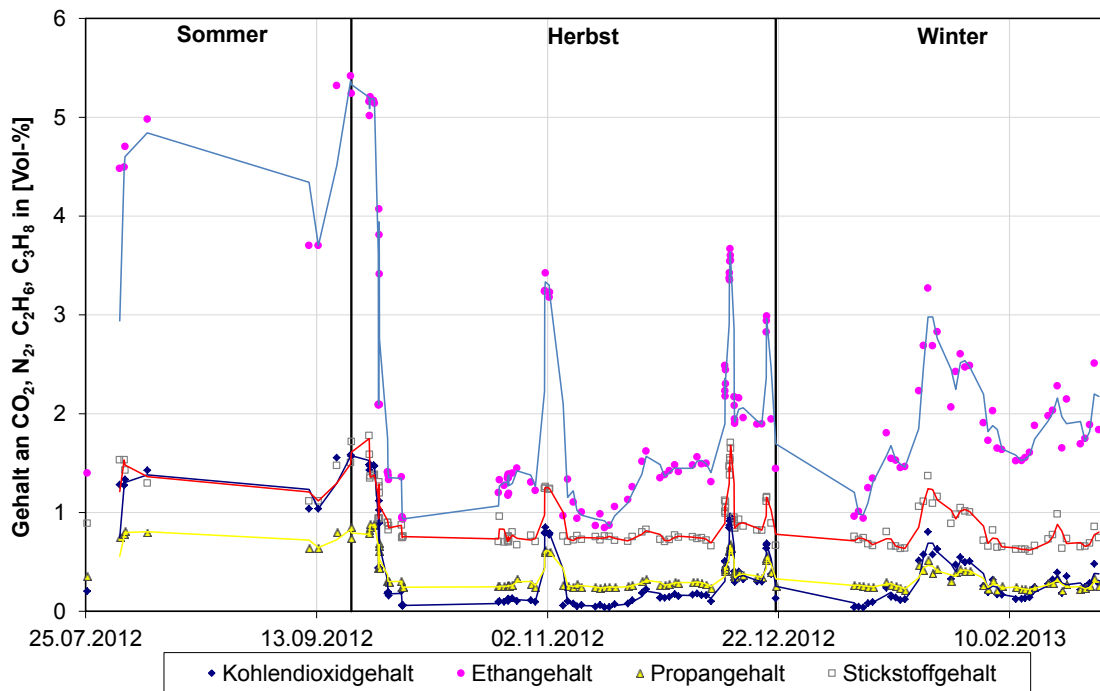


Abbildung 4-79: Verlauf der Gehalte an CO₂, C₂H₆, C₃H₈, N₂ im Freiberger Erdgas gemessen über den Untersuchungszeitraum vom 25.07.2012 bis 01.03.2013

Die Abbildung 4-78 und Abbildung 4-79 zeigen außerdem, dass die Schwankungen der Gaszusammensetzung sowohl im Sommer und Herbst als auch in den kälteren Wintermonaten auftreten. Die Stärke dieser Schwankungen nimmt von Sommer zu Herbst und Winter jedoch leicht ab. Für genauere Aussagen sind weiterführende Messungen nötig, da vor allem für die Sommermonate nur eine geringe Anzahl an Messdaten zur Verfügung stand.

Da sich für schwankende Gasbeschaffenheiten auch der Mindestluftbedarf der Verbrennung ändert, geht mit der Änderung der Anteile verschiedener Gaskomponenten auch die Änderung des Mindestluftbedarfs einher. Der Vergleich der zeitlichen Verläufe von Methananteil und Mindestluftbedarf in Abbildung 4-78 verdeutlicht diesen Zusammenhang gut. Für sinkenden CH₄ Anteil steigt der Luftbedarf. Der Grund dafür ist der gegenläufige Verlauf des Gehaltes höherer Kohlenwasserstoffe und Methan. Aufgrund der größeren Anzahl an C- und H-Atomen benötigen die höheren Kohlenwasserstoffe zum Verbrennen mehr Sauerstoff als CH₄.

Neben der Erfassung der Zusammensetzungen fand durch den Gaschromatographen auch die Berechnung der Verbrennungstechnischen Kennwerte statt. In der nachfolgenden Abbildung 4-80 sind die Kennwerte Heizwert, Brennwert und oberer Wobbe- Index über demselben Untersuchungszeitraum wie zuvor aufgetragen. Außerdem enthält das Diagramm für jede der drei Größen den Durchschnittswert als breite sowie die 2 % Abweichungsgrenzen als schmale Linien. Der 2 %-Bereich stellt den bisher von Gasversorgern garantierten Schwankungsbereich der verbrennungstechnischen Kenngrößen dar.

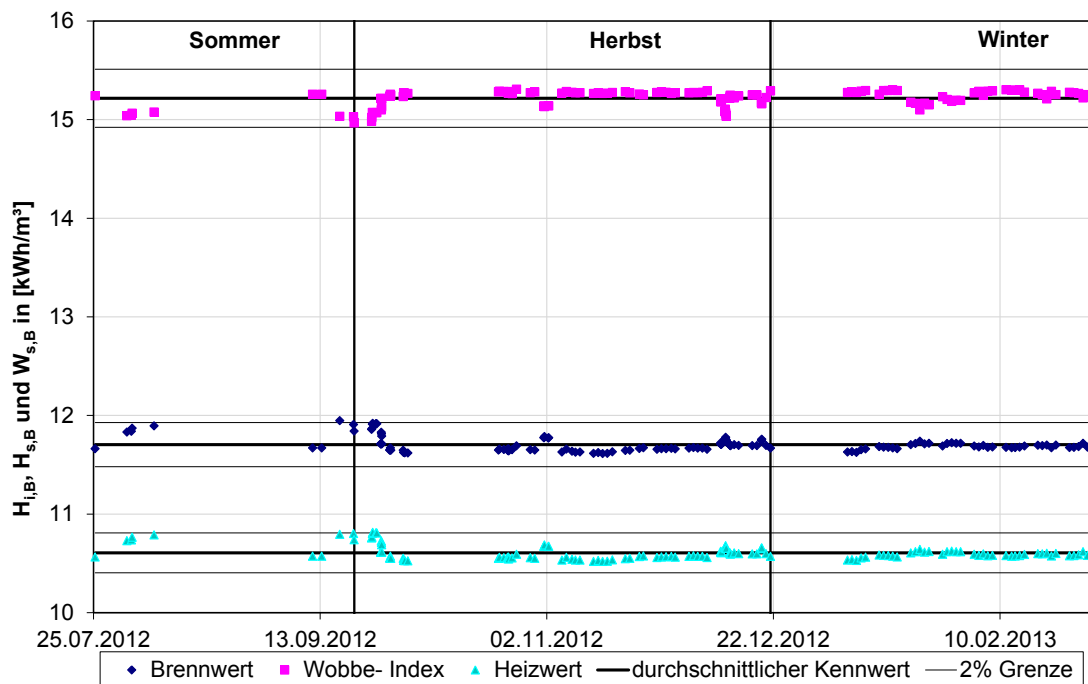


Abbildung 4-80: Abweichungen der verbrennungstechnischen Kennwerte Heizwert, Brennwert und oberer Wobbe-Index von den Durchschnittswerten mit zugehörigen 2%-Abweichungsgrenzen

Weitere ergänzende Darstellungen zur Thematik befinden sich in Anhang XI.

4.2.4.1.2.3 Experimentelle Untersuchungen des Hochgeschwindigkeitsbrenners

Die ersten Versuchsreihen wurden mit dem im Vorfeld beschriebenen Hochgeschwindigkeitsbrenner durchgeführt (siehe auch Anhang IX). Das gültige Szenario wurde unter Pkt. 4.2.4.1.2. Der Brenner wurde dazu in 2 Leistungsstufen, bei ca. 60 kW und ca. 90 kW, betrieben. Die Einstellungen wurden dabei konstant gehalten. Leistungsänderungen durch geänderte Brenngaszusammensetzungen wurden bewusst nicht korrigiert. Es sollte so eine reale Anwendung ohne Kompensationsverfahren simuliert werden.

Unter der Voraussetzung einer konstanten Luftmenge (Variante 1) nimmt die Luftzahl λ mit steigendem Brennwert des Mischgases ab (Abbildung 4-81). Die Versuchsergebnisse bestätigen diesen Einfluss. Allerdings liegen die in den Versuchen gemessenen Luftzahlen für beide untersuchten Brenngasvolumenströme teilweise deutlich über den berechneten und weichen erkennbar von einem linearen Verlauf ab. Das Gleiche gilt für die Ergebnisse der Versuche mit Einstellung konstanter Luftzahlen (Abbildung 4-82). Obwohl der eingestellte Luftvolumenstrom so variiert wird, dass die unterschiedlichen Mindest-Luftbedarfe der Brenngase kompensiert werden, schwanken die ermittelten Luftzahlen geringfügig. Trotz geringer Abweichungen wird die Erkenntnis aus den Verbrennungsrechnungen näherungsweise bestätigt, dass durch Anpassung des Luftbedarfs der Luftüberschuss der Verbrennung für alle untersuchten Mischgase konstant gehalten wird.

Begründen lassen sich die oben beschriebenen Abweichungen von den theoretischen Ergebnissen unter anderem durch den Eintrag von Falschluff in die Brennkammer, welcher nicht vollkommen

ausgeschlossen werden kann. Durch die Winkelsonde wird eine nicht unerhebliche Menge Luft in den Brennraum eingeblasen. Die Luftspülung der Winkelsonde dient wie die Wasserspülung der Kühlung des Kamerasystems sowie zusätzlich dem Fernhalten heißer Verbrennungsgase von der temperaturempfindlichen Kameralinse. Aus diesem Grund kann der Falschlufteintrag nicht gänzlich vermieden werden, was zur automatischen Erhöhung der Verbrennungsluftmenge führt und somit zur Erhöhung der Luftüberschusszahl. Der Einfluss des Falschlufteintrags durch die Winkelsonde wurde in Versuchen ohne Einsetzen der Winkelsonde bestätigt. In diesem Fall verringerte sich die gemessene Luftzahl um wenige Prozent.

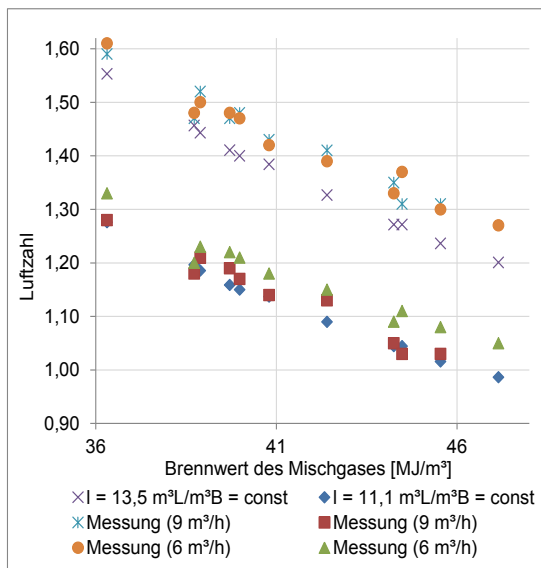


Abbildung 4-81: Abhängigkeit der gemessenen Luftzahlen vom Brennwert, Variante 1, konstanter Luftbedarf; Vergleich mit Verbrennungsrechnung

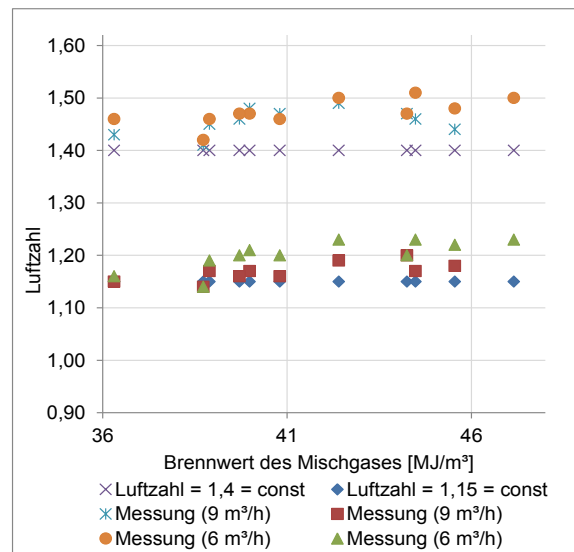


Abbildung 4-82: Gemessene Luftzahlen bei Variation des Luftbedarfs, Variante 2, in Abhängigkeit vom Brennwert; Vergleich mit Verbrennungsrechnung

Eine Vergleichende Darstellung zwischen L- und H-Gas ist in Anhang XII hinterlegt. Das analoge Verhalten bei L-Gas ist deutlich zu erkennen.

Im Folgenden soll die in den Versuchen gemessene Verbrennungsgaszusammensetzung untersucht werden. Von Levinsky u.a. [4.9] wurde bei ähnlichen Versuchen festgestellt, dass die Sauerstoffkonzentration im Verbrennungsgas großen Einfluss auf das Brennverhalten hat. Die während der Versuche gemessenen Sauerstoffkonzentrationen sind in der Abbildung 4-83 für die Varianten konstanter Luftmengen (Variante 1) sowie konstanter Luftzahlen (Variante 2) über dem Brennwert des jeweils verwendeten Mischgases aufgetragen. Die Abbildung 4-84 zeigt den Vergleich zwischen Berechnung und Messung hinsichtlich der Sauerstoffkonzentration im Abgas (H-Gas). Die Messwerte bestätigen die Berechnungen.

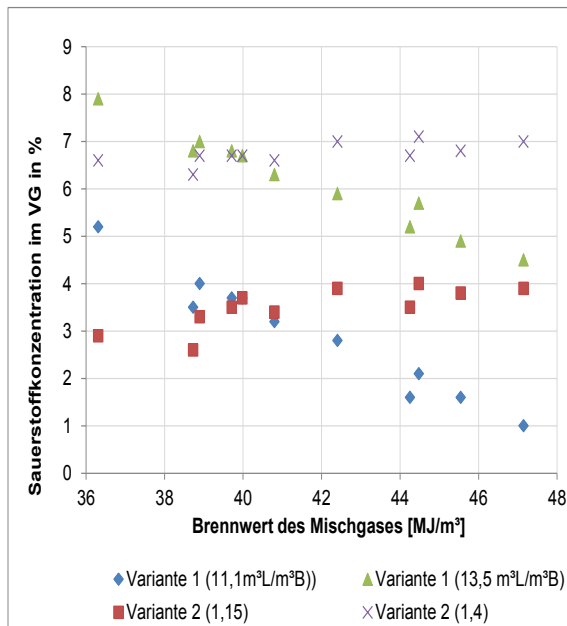


Abbildung 4-83: Gemessene Sauerstoffkonzentration im Abgas in Abhängigkeit vom Brennwert des Mischgases (H-Gas)

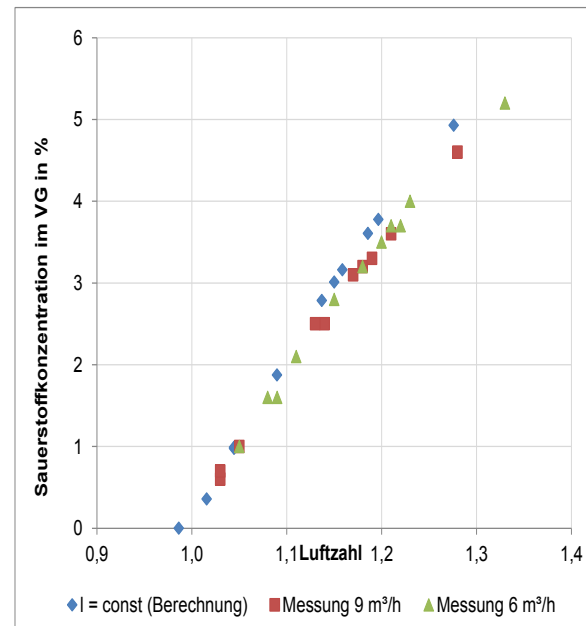


Abbildung 4-84: Vergleich zwischen Berechnung und Messung hinsichtlich der Sauerstoffkonzentration im Abgas (H-Gas)

Das Diagramm auf der linken Seite zeigt ausschließlich die Ergebnisse der Messungen bei einem Brenngasvolumenstrom von 6 m³/h. Die Ergebnisse der Verbrennungsrechnung werden auch an dieser Stelle bestätigt. Ein höherer Brennwert hat eine niedrigere Luftzahl zur Folge (Variante 1) und führt dementsprechend zu geringeren Sauerstoffkonzentrationen im Verbrennungsgas. Durch Anpassen der Luftmenge kann die gemessene Sauerstoffkonzentration in den Versuchen trotz der Verwendung unterschiedlicher Mischgase annähernd konstant gehalten werden (Variante 2). Für die nicht dargestellten Messwerte des untersuchten Gasvolumenstroms von 9 m³/h weichen die Messwerte nur geringfügig von den hier erläuterten ab. Die Sauerstoffkonzentration ist bei einem Gasdurchsatz von 9 m³/h erstaunlicherweise etwas niedriger als bei 6 m³/h, was im Diagramm auf der rechten Seite zu erkennen ist. Aus diesem Grund berechnet die Analyseeinheit für die höhere Gasmenge auch etwas größere Luftzahlen. Zur Veranschaulichung der Abhängigkeit der Sauerstoffkonzentration von der Luftzahl sind diese Messwerte für konstante Luftmengen bei einer Bezugsluftzahl von 1,15 im rechten Diagramm aufgetragen. Außerdem werden die Messwerte mit den für diese Variante berechneten Luftzahlen und den entsprechenden Sauerstoffkonzentrationen verglichen. Alle Punkte im Diagramm, sowohl die berechneten als auch die gemessenen, liegen näherungsweise auf einer Geraden. Die Ergebnisse der Versuche bestätigen somit die Ergebnisse der Verbrennungsrechnung. Aufgrund der etwas höheren gemessenen Luftzahlen bei den Versuchen kommt es hierbei zu leichten Abweichungen von den Berechnungsergebnissen. Beim Vergleichen der Berechnungs- und Versuchsergebnisse ist darauf zu achten, dass die Analyseeinheit die Konzentration für trockenes Verbrennungsgas misst, da der Wasserdampfanteil vom Gerät auskondensiert wird. Aus diesem Grund werden in der Abbildung 4-84 die berechneten Sauerstoffkonzentrationen im trockenen Verbrennungsgas dargestellt.

Zwei wesentliche Abgaskomponenten zur Beurteilung der Verbrennungshygiene sind Kohlenmonoxid und Stickoxide. Anhand der Vorbetrachtungen ist zu erwarten, dass bei niedrigen

Luftzahlen die Kohlenmonoxidkonzentration im Verbrennungsgas deutlich ansteigt, da die Kohlenwasserstoffe aufgrund des Sauerstoffmangels nur teiloxidiert werden. Außerdem ist nachzuweisen, dass die Menge an gebildetem Kohlenmonoxid durch den Einfluss thermischer Dissoziation bei hohen Verbrennungstemperaturen zunimmt. Zu diesem Zweck ist im folgenden Diagramm Abbildung 4-85 die Kohlenmonoxidkonzentration im Verbrennungsgas über der Sauerstoffkonzentration aufgetragen.

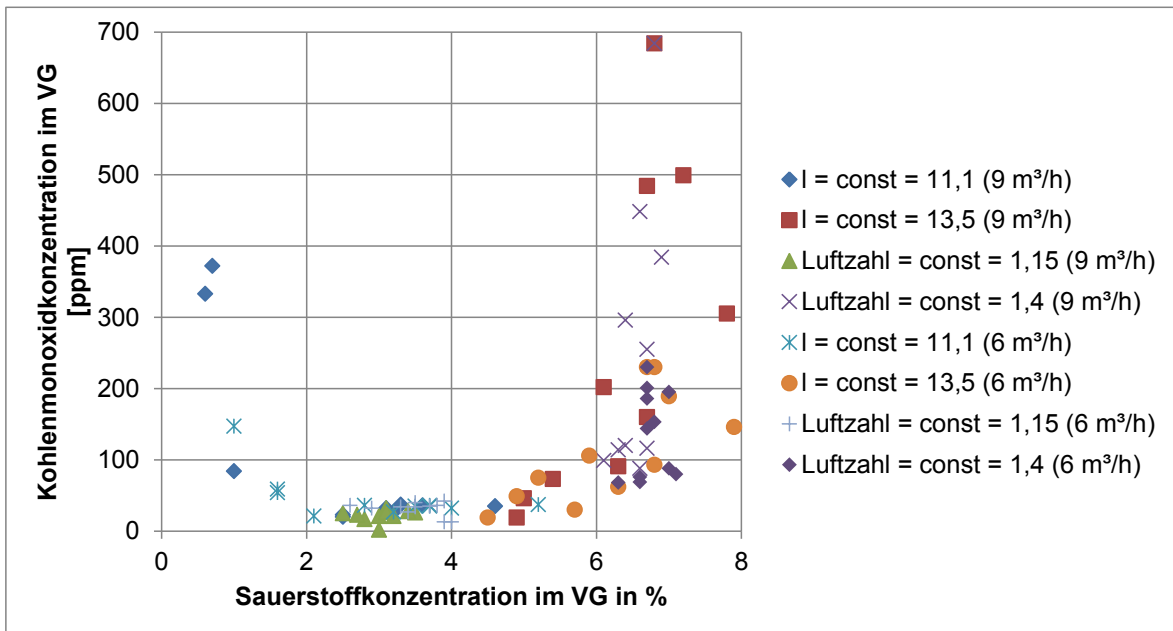


Abbildung 4-85: Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Kohlenmonoxidkonzentration im Abgas (H-Gas)

Das Diagramm zeigt, dass sowohl bei niedrigen (kleiner 1 %) als auch bei hohen (größer 6 %) Sauerstoffkonzentrationen im Verbrennungsgas die Konzentration des Kohlenmonoxids deutlich zunimmt. Im Bereich mittlerer Sauerstoffkonzentrationen (zwischen 1 und 6 % entspricht $\lambda = 1,05$ bis 1,4) sind die Kohlenmonoxidemissionen relativ gering (kleiner 100 ppm). Damit werden die Ergebnisse von Levinsky u.a. [4.9] bestätigt, die bei Ihren Versuchen feststellten, dass die Kohlenmonoxidkonzentration im Verbrennungsgas gering ist, wenn die Sauerstoffkonzentration innerhalb eines bestimmten Bereichs (0,5 bis 7 %) bleibt. Außerhalb dieser Bandbreite nimmt die Kohlenmonoxidkonzentration stark zu. Im Bereich kleiner Sauerstoffkonzentrationen wird die Menge an Kohlenmonoxid durch das unvollständige Oxidieren der Kohlenstoffanteile im Mischgas erhöht. Außerdem verbrennen Mischgase bei geringem Luftüberschuss (Beispiel: H-Gas 4_DBI) bei besonders hohen Temperaturen, wodurch die thermische Dissoziation von Kohlendioxid begünstigt und folglich der Kohlenmonoxidanteil erhöht wird.

Die für den Hochgeschwindigkeitsbrenner durchgeführten Messungen umfassen sowohl das H-Gas-Kennfeld, wie auch das L-Gas-Kennfeld. Zur Verifizierung der errechneten Werte und zur Orientierung für weiterführende Messungen wurden jeweils alle 9 Messpunkte angefahren. In den beiden folgenden Abbildungen (Abbildung 4-86 für L-Gas und Abbildung 4-87 für H-Gas) sind dazu die gemessenen Kohlenmonoxid-Konzentrationen und die dazugehörigen Luftzahlen aufgetragen. Weiterhin werden 2 mögliche unterschiedliche Fahrweisen des Brenners, mit konstanter Luftmenge bzw. mit konstanter Luftzahl, verglichen. Es sind sowohl für H-Gas als auf für L-Gas deutlich die

Schwankungen der Fahrweise mit konstanter Luftmenge zu erkennen. Für die höherkalorischen Gase H-Gas 3_DBI (L-Gas 3_DBI) bzw. H-Gas 3+2%_DBI (L-Gas 3+2%_DBI) sind die deutlichen Anstiege der Kohlenmonoxid-Konzentration im Abgas zu erkennen.

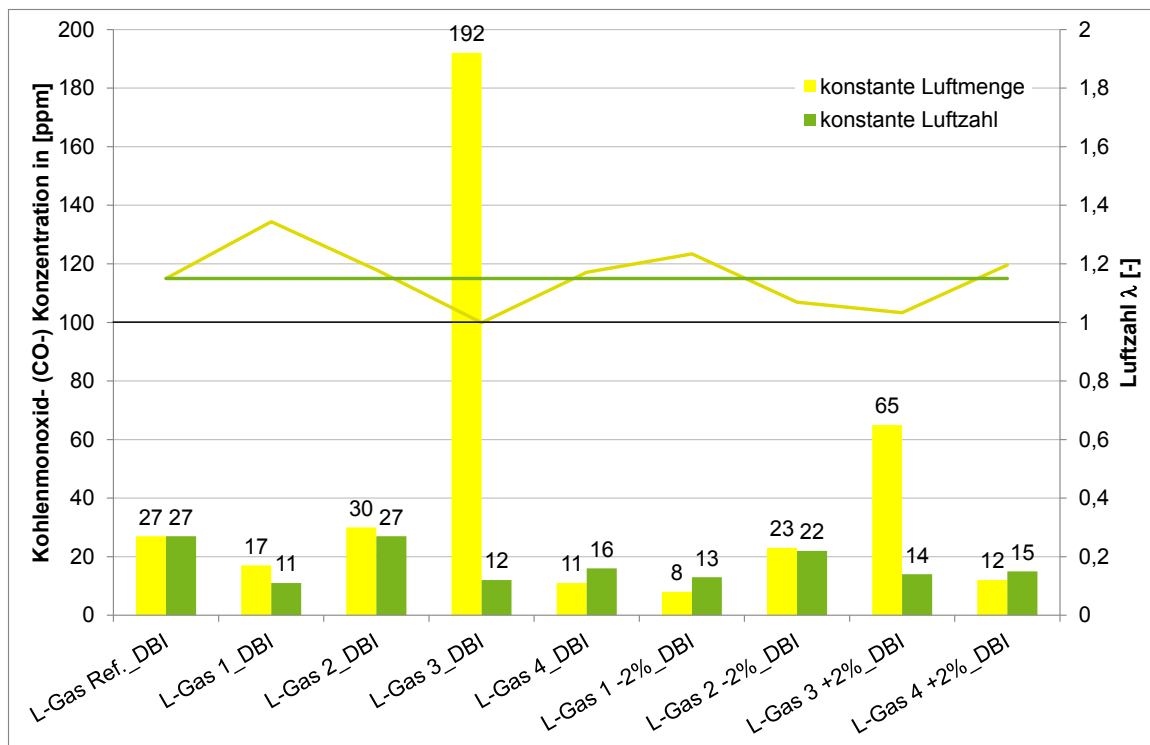


Abbildung 4-86: Vergleich der CO-Konzentrationen im Abgas für alle im L-Gas-Kennfeld vorgesehenen Messpunkte; Differenzierung zwischen Brennerfahrweise mit konstanter Luftmenge bzw. mit konstanter Luftzahl (Hochgeschwindigkeitsbrenner)

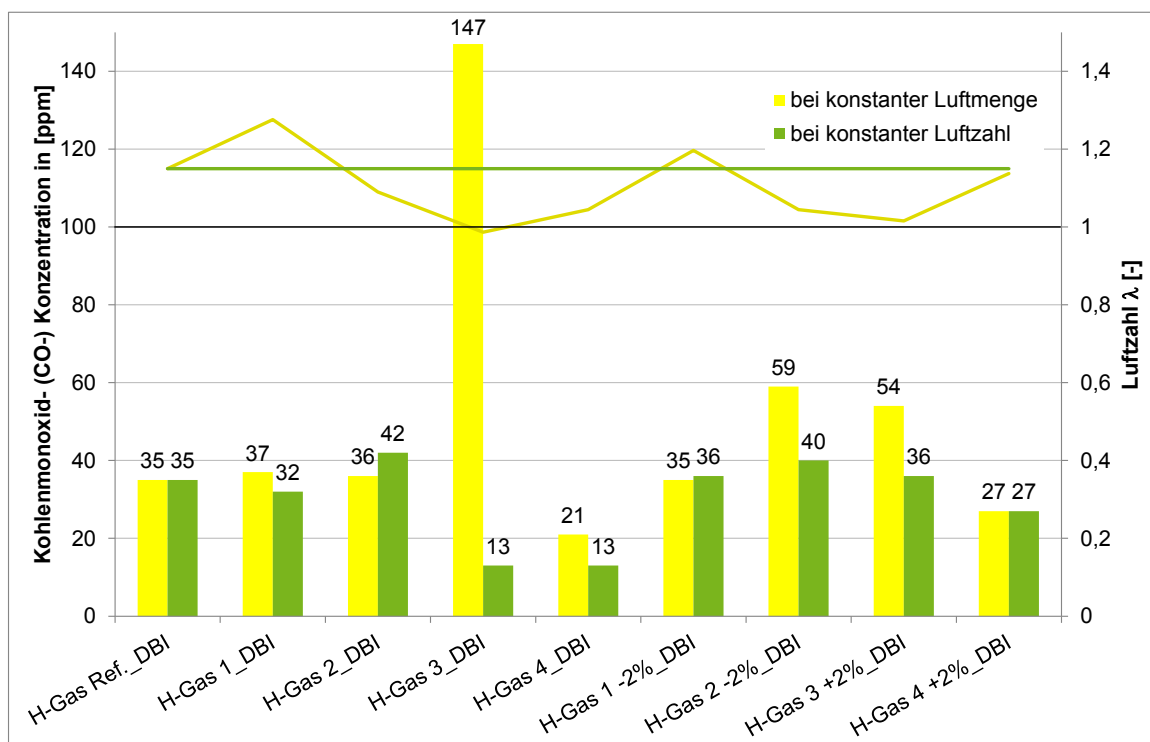


Abbildung 4-87: Vergleich der CO-Konzentrationen im Abgas für alle im H-Gas-Kennfeld vorgesehenen Messpunkte; Differenzierung zwischen Brennerfahrweise mit konstanter Luftmenge bzw. mit konstanter Luftzahl (Hochgeschwindigkeitsbrenner)

Die thermische Bildung von Stickoxiden tritt während der Versuche in begrenztem Maße auf. In Abhängigkeit von der untersuchten Brenngas-Luft-Konfiguration variieren die gemessenen Stickoxidkonzentrationen im Verbrennungsgas zwischen 30 und 70 ppm. Stickoxide bilden sich durch Reaktion der mit der Luft eingebrachten Gase Stickstoff und Sauerstoff. Unter dem Begriff Stickoxide (NO_x) werden die Gase Stickstoffmonoxid und -dioxid zusammengefasst. In der folgenden Abbildung 4-88 sind die gemessenen Stickoxidkonzentrationen im Verbrennungsgas für alle untersuchten Gas-Luft-Konfigurationen in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration dargestellt. Wie bereits oben erläutert, schwanken die Stickoxidemissionen innerhalb eines sehr engen Bereichs. Anhand der niedrigen, gemessenen Stickoxidwerte ist festzuhalten, dass sich die Stickoxidbildung bei der Verbrennung der untersuchten Brenngase als unproblematisch erweist und keiner genaueren Untersuchung bedarf.

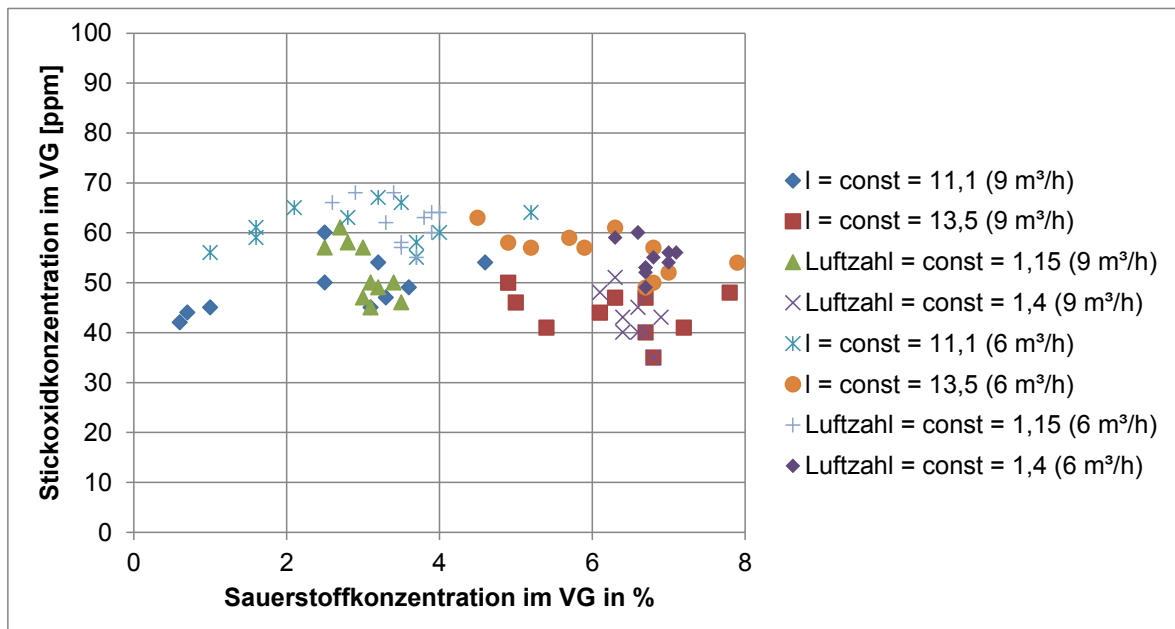


Abbildung 4-88: Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf die Stickoxidkonzentration im Abgas (Hochgeschwindigkeitsbrenner)

Der Vergleich der in der Vorbetrachtung berechneten adiabaten Verbrennungstemperatur mit den im Brennraum gemessenen Temperaturen ist ein wenig problematisch. Da sowohl die Thermoelemente zur Messung der Flammentemperatur und der Ofenraumtemperatur an einer festen Position im Brennraum platziert sind, werden besonders die Flammentemperaturen stark von der Länge und von der Position der Flamme beeinflusst. Anhand der Abbildung 4-89 soll diese Abhängigkeit näher beschrieben werden.

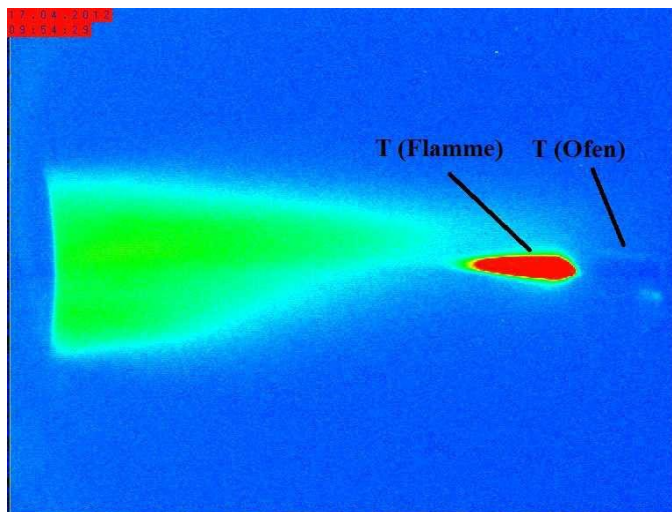


Abbildung 4-89: Falschfarbenbild: typische Flammenaufnahme im Brennraum des PFR; Kennzeichnung des Flammenelements und des Ofenraumelements; Blickwinkel 45, Referenzgas H-Gas Ref._DBI, Hochgeschwindigkeitsbrenner

Die Abbildung 4-89 zeigt eine typische Aufnahme aus dem Brennraum in Falschfarbendarstellung während der Verbrennung. Das Thermoelement befindet sich etwa an der Spitze der äußeren Flamme. Der heißeste Punkt einer Flamme ist für gewöhnlich an der Spitze der inneren Flamme zu finden. Bei Änderung der Gaszusammensetzung oder durch Verstellen der zugeführten Verbrennungsluftmenge ändern sich die Länge und die Position der Flamme. Dadurch ändert sich die Position des Thermoelements innerhalb der Flamme. Es ist daher nur möglich eine Temperatur in der Flamme zu messen, welche von den zuvor berechneten aber stark abweichen kann. Folglich ist die Flammentemperaturmessung als Vergleichswert ungeeignet.

Die Messung der Ofenraumtemperatur (Brennraumtemperatur) findet nur wenige Zentimeter vor dem Ringspalt, durch den die Verbrennungsgase den Brennraum verlassen, statt. Das Ofenelement sitzt etwa fünfzig Zentimeter hinter dem Flammenelement. Der Abstand zur Flamme liegt je nach Flammenlänge ungefähr im gleichen Bereich. Die Beeinflussung der gemessenen Ofenraumtemperatur durch die Flammenlänge ist dementsprechend merklich geringer, als das bei der Messung der Flammentemperatur der Fall ist. Die Ofentemperatur ist etwa 550 bis 640 K geringer als die gemessene Temperatur in der Flamme. Die oben erläuterten Zusammenhänge werden durch die im folgenden Diagramm Abbildung 4-90 dargestellten Flammen- und Ofenraumtemperaturen für die betrachteten Gasmischungen bestätigt. Zum Vergleich sind für die gleiche Luftkonfiguration (Variante 1: $l_f = 11,1031 \text{ m}^3\text{L}/\text{m}^3\text{B}$) die adiabaten Verbrennungstemperaturen aus der Berechnung in Abhängigkeit vom Brennwert aufgetragen.

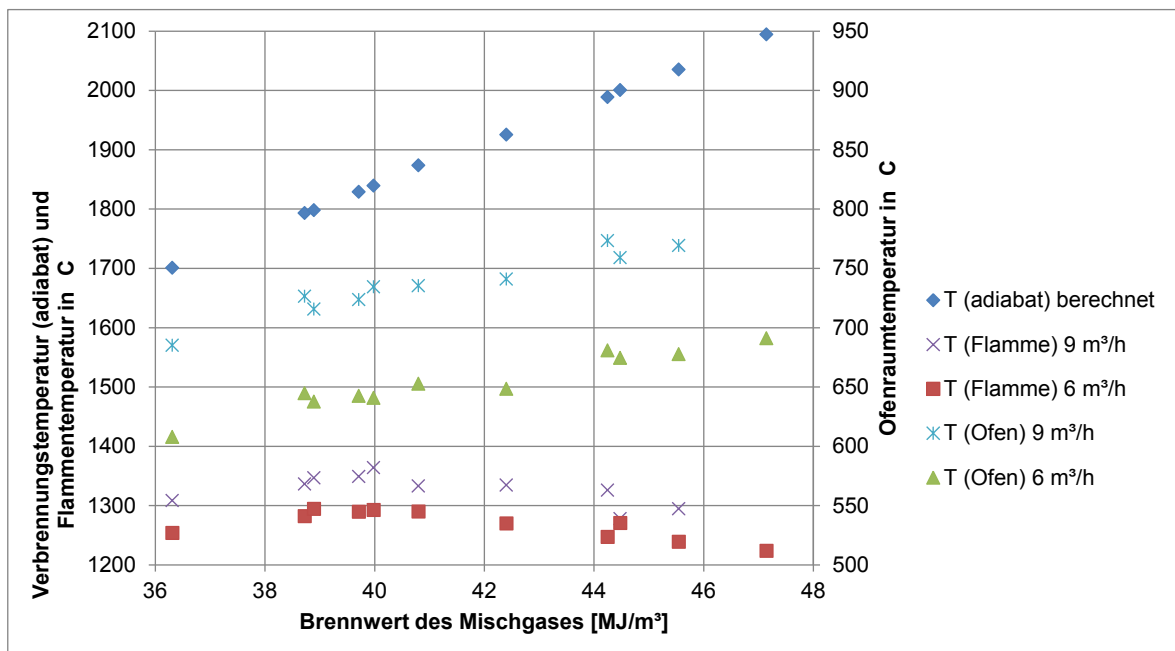


Abbildung 4-90: Vergleich der berechneten Verbrennungstemperatur mit den gemessenen Temperaturen in Flamme und Ofenraum (H-Gas-Mischungen, Hochgeschwindigkeitsbrenner)

Zur besseren Darstellung und Vergleichbarkeit wird von den gemessenen Flammen- und Ofenraumtemperaturen einer Versuchsreihe der Mittelwert gebildet. Da sich die Flamme nicht gänzlich stabil ausprägt, zeigen besonders die während eines Einzelversuchs aufgenommenen Temperaturen in der Flamme teilweise hohe Temperaturdifferenzen (ΔT_{Flamme} zwischen 16 und 56 K).

Im Diagramm Abbildung 4-91 wird verdeutlicht, dass die gemessene Ofenraumtemperatur mit einigen Abweichungen durch Erhöhung des Brennwertes der untersuchten Erdgasgemische (G 260 - konform) erwartungsgemäß steigt. Der Verlauf der Ofentemperaturen korreliert näherungsweise mit dem Verlauf der adiabaten Verbrennungstemperaturen. Aufgrund des Abstandes zur Flamme liegen die Temperaturen auf einem deutlich niedrigeren Niveau. Auch die gemessenen Flammentemperaturen sind deutlich geringer als die für den adiabaten Fall berechneten Temperaturen. Das lässt sich mit dem festen Messpunkt für die Flammentemperatur und den sich ändernden Flammenlänge und -position erklären. Außerdem führen die höheren Luftzahlen in den Versuchen zu einer Abnahme der Temperatur. Nach Fleischmann [6.5] gilt für Glasschmelzwannen näherungsweise, dass die reale Flammentemperatur um etwa 25 % geringer ist als die adiabate Verbrennungstemperatur. Am Beispiel von Freiberg-H-Gas würde sich nach dieser Beziehung eine reale Flammentemperatur von etwa 1379 °C ergeben. Im Versuch wurde eine mittlere Flammentemperatur von 1364 °C gemessen. Das zeigt, dass diese Beziehung auch näherungsweise für das betrachtete Prüfflammrohr anwendbar ist. Für Gasgemische mit hohem Brennwert weichen diese Werte jedoch deutlich voneinander ab, da die gemessenen Flammentemperaturen nicht mit steigendem Brennwert zunehmen. Das lässt auf eine Veränderung der Flammenlänge und Flammenposition schließen.

Die gemessenen Ofenraumtemperaturen sind wie die adiabaten Verbrennungstemperaturen von der Höhe des Brennwertes des Mischgases abhängig. Dieser Einfluss wird in folgendem Diagramm Abbildung 4-91 dargestellt. Außerdem werden die Ergebnisse der Messungen bei einem Brenngasvolumenstrom von 6 m³/h, also etwa 60 kW Leistung, für die beiden unterschiedlichen

Vorgehensweisen (Luftmenge bzw. Luftzahl konstant) beim Einstellen der Verbrennungsmengen verglichen.

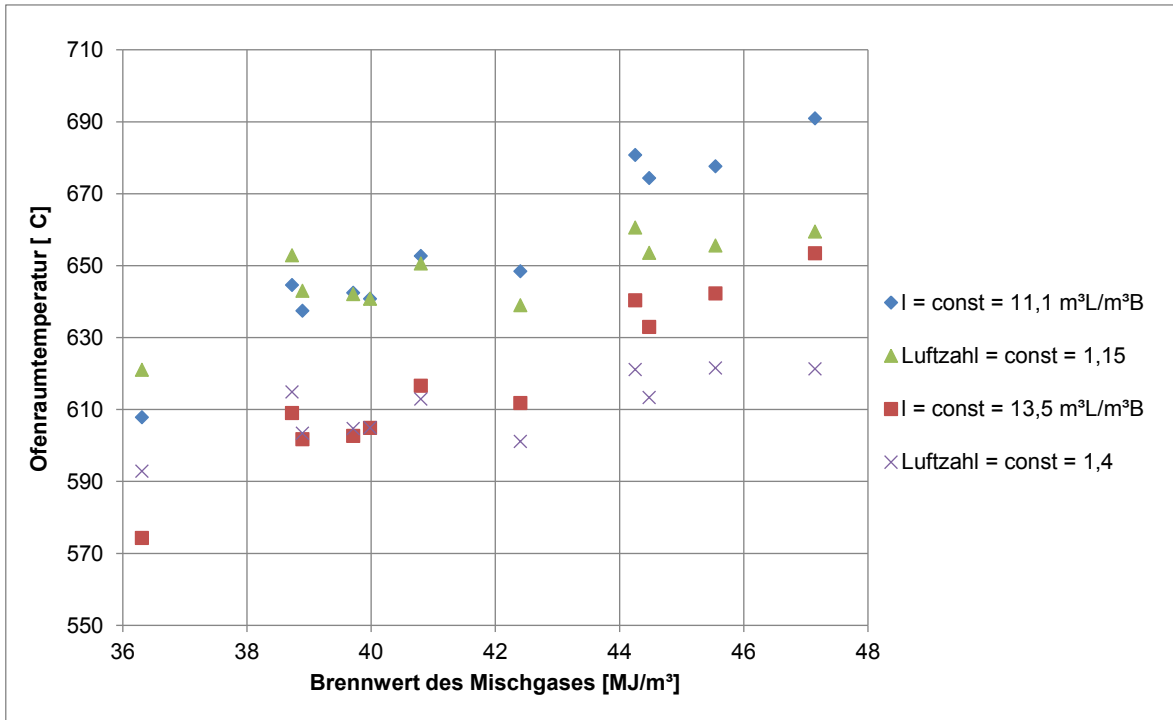


Abbildung 4-91: Einfluss der Luftzahl bzw. Luftmenge auf die Ofenraumtemperatur für H-Gas-Mischungen (Brennstoffmenge 6 m³/h, Hochgeschwindigkeitsbrenner)

Bei konstanter Luftmenge (Variante 1) steigt die Ofenraumtemperatur mit Erhöhung des Brennwertes. Diese Temperaturzunahme wird durch Anpassung der Luftmenge bei konstanter Luftzahl (Variante 2) teilweise ausgeglichen. Trotz deutlicher Abweichungen von den theoretischen Verläufen bestätigen die Ergebnisse der Messungen die Ergebnisse der Verbrennungsrechnung (siehe oben). Außerdem ist im Diagramm Abbildung 4-91 zu erkennen, dass durch Erhöhung der Bezugsluftzahl auf 1,4 und damit der zugeführten Luftmenge die Temperatur im Ofenraum erwartungsgemäß sinkt. Begründen lässt sich diese Abhängigkeit mit der Erhöhung des Inertgasanteils bei der Verbrennung in Form des mit der Verbrennungsluft zugeführten Stickstoffs. Die Erhöhung der eingesetzten Luftmenge führt automatisch zu einer Zunahme der Verbrennungsgasmenge, was bei gleichbleibender Brenngasmenge eine Abnahme der Verbrennungstemperatur zur Folge hat.

Die Auswertung der Verbrennungsversuche hinsichtlich Flammenstabilität und Flammgeometrie erweist sich als äußerst problematisch, da die Flamme bei der Verbrennung von Erdgas nur in begrenztem Maße sichtbar ist. Verunreinigungen wie Rußpartikel würden in der Flamme leuchten. In den Versuchen findet aufgrund des Luftüberschusses jedoch keine Rußbildung statt. Mit dem verwendeten Brenner, der Verbrennungsluft und Brenngas teilweise vormischt, stellt sich bei allen Versuchsreihen eine stabile Flamme ein. Im Zeitraum der Umstellung auf ein anders Mischgas sind teilweise deutlich erkennbare Veränderungen in der Flammgeometrie zu erkennen. Anhand der Aufnahmen der Flammenbilder (Abbildung 4-92 und Abbildung 4-93) der Gasgemische der Eckpunkte H-Gas 2-2%_DBI und H-Gas 1-2%_DBI (siehe Gasmatrix im Anhang IV) sollen die

Unterschiede veranschaulicht werden. Hat sich das neue Gasgemisch vollständig eingestellt, verläuft die Verbrennung wieder stabil.

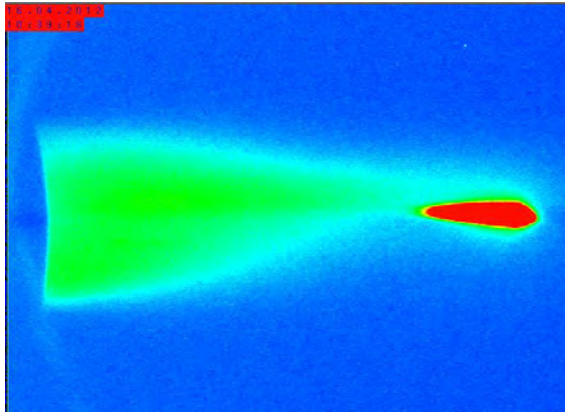


Abbildung 4-92: Falschfarbenbild der Gaszusammensetzung des Eckpunktes H-Gas 2-2%_DBI (Hochgeschwindigkeitsbrenner)

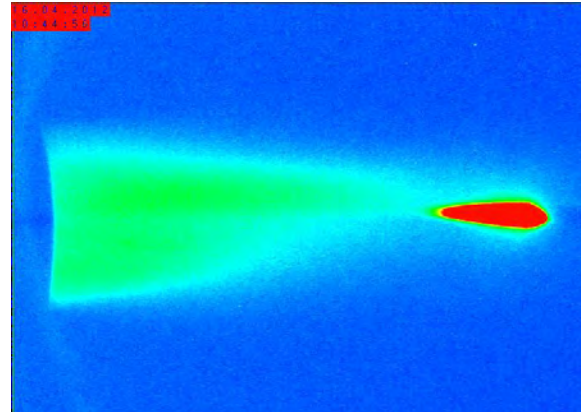


Abbildung 4-93: Falschfarbenbild der Gaszusammensetzung des Eckpunktes H-Gas 1-2%_DBI (Hochgeschwindigkeitsbrenner)

Eine Veränderung des Flammensitzes kann nicht beobachtet werden, da sich der vordere Teil der Flamme im etwa 35 Zentimeter langen Brennerrohr befindet. Ist die Strömungsgeschwindigkeit am Brenneraustritt deutlich höher als die Flammengeschwindigkeit, kann es vorkommen, dass sich die Flamme vom Brennermund abhebt. Da Erdgas eine deutlich niedrigere Flammengeschwindigkeit aufweist als beispielsweise Wasserstoff, neigen Erdgasflammen besonders bei großen Luftzahlen eher zum Abheben [4.29]. Im äußersten Fall wird die Flamme durch eine zu hohe Strömungsgeschwindigkeit ausgelöscht, was jedoch während der Versuche nicht zu beobachten war. Ist im umgekehrten Fall die Flammengeschwindigkeit höher als die Austrittsgeschwindigkeit, kann das zu einem Zurückschlagen der Flamme in die Gasleitung führen. Dieser unerwünschte Effekt ist besonders bei Brennern mit Vormischung von Luft und Brenngas zu beachten und sollte in jedem Fall vermieden werden.

Anhand des Flammenverhaltens, das über den gesamten Zeitraum der Versuche analysiert wurde, ist an dieser Stelle festzuhalten, dass der verwendete Hochgeschwindigkeitsbrenner über die gesamte Bandbreite des L+H-Gas-Bereiches eine stabile Verbrennung gewährleistet.

Im Gegensatz zur rechten Aufnahme (H-Gas 1-2%_DBI) ist der grün eingefärbte Kern der Flamme im linken Flammenbild (H-Gas 2-2%_DBI) deutlicher intensiver ausgeprägt. Aufgrund des höheren Heizwertes dieses Brenngases werden in der Flamme höhere Temperaturen erreicht, was durch die intensivere Färbung der Flamme zu erkennen ist. Außerdem bestätigen beide Aufnahmen, dass das Flammenelement nicht am heißesten Punkt sondern an der Spitze der äußeren Flamme platziert ist. Um heißere Flammentemperaturen in den Versuchen messen zu können, müsste das Thermoelement weiter in die Flamme hinein geschoben werden, was jedoch aus konstruktiven Gründen nicht möglich ist.

4.2.4.1.2.4 Experimentelle Untersuchungen des Gebläsebrenners

Analog zu den Messungen mit dem Hochgeschwindigkeitsbrenner erfolgten weitere Messungen mit einem 100 kW Gebläsebrenner. Anders als beim Hochgeschwindigkeitsbrenner ist hier keine separate Verbrennungsluftversorgung erforderlich (siehe Abbildung A IX-4: Versuchsaufbau Industriekesseltyp 1). Die computergesteuerte Gasmischeinrichtung und die gaschromatographische Überwachung der bereitgestellten Mischgase kommen auch hier wieder zum Einsatz.

Anhand des analogen Verhaltens der Brenner bei L- bzw. H-Gas wurden alle weiteren Untersuchungen nur noch für H-Gas durchgeführt.

Für die Untersuchungen kamen beide, im Anhang IX beschriebenen Prüfflammrohre zum Einsatz. Das große Prüfflammrohr PFR 500 kam dabei für die optischen Flammenuntersuchungen speziell im UV-Bereich zum Einsatz (siehe beispielhaft im Anhang Abbildung A IX-13).

Auf Grund der Ergebnisse aus den Versuchen mit dem Hochgeschwindigkeitsbrenner erfolgte nun ein angepasstes Messprogramm. Um auch die möglichen Auswirkungen besser abschätzen zu können, wurden Gasbeschaffenheitswechsel zwischen dem niederkalorischsten Erdgas (H-Gas 1_DBI), dem hochkalorischsten Erdgas (H-Gas 3_DBI) und dem in Freiberg anliegenden Grundgas (H-Gas Ref._DBI) durchgeführt. Es ging dabei um die Darstellung möglicher Extremzustände. Spätere weiterführende Untersuchungen mit einer maximalen Abweichung des Wobbe-Index von 2% zeigten gleiche Tendenzen auf. Weiterhin wurden Untersuchungen reiner Wasserstoffzumischung durchgeführt. Es wurden dabei aktuelle Regelwerksvorgaben (G 260, G 262) beachtet. Hier werden maximale Wasserstoffzumischungen im einstelligen Prozentbereich zugelassen. Das bedeutet also maximal 9,9 Vol.-% Wasserstoff. Die entwickelten Messreihen sahen eine stufenweise Zumischung des Wasserstoffes von 4 Vol.-% → 6 Vol.-% → 10 Vol.-%. Die technischen Möglichkeiten der Gasmischeinrichtung lassen eine maximale Wasserstoffkonzentration von 16,7 Vol.-% zu. Für die späteren Betrachtungen sei die gültige Nomenklatur durch folgende Bezeichnungen ergänzt.

Grundgas mit 4% Wasserstoffzumischung	H-Gas +4%H2_DBI
Grundgas mit 6% Wasserstoffzumischung	H-Gas +6%H2_DBI
Grundgas mit 10% Wasserstoffzumischung	H-Gas +10%H2_DBI
Grundgas mit 16,7% Wasserstoffzumischung	H-Gas +maxH2_DBI

Bei der Zumischung von Wasserstoff ist allerdings das anliegende Grundgas am jeweiligen Standort zu beachten. Wenn man die in Abbildung 4-77 dargestellten Gesetzmäßigkeiten näher betrachtet, ist deutlich zu erkennen, dass bereits eine Zumischung von 4 Vol.-% Wasserstoff zu russischem Erdgas das Verlassen der zulässigen Grenzen des H-Gas-Kennfeldes nach bedeuten. Nimmt man hingegen ein anderes H-Gas, z. B. das Referenzgas am Standort Essen (siehe Gasmatrix im Anhang IV; H-Gas Ref._GWI), würde auch eine 10 Vol.-%-ige Wasserstoffzumischung keine Überschreitung zulässiger Grenzwerte des H-Gas-Kennfeldes nach G 260 bedeuten.

Die Abbildung 4-94 fasst den beschriebenen Sachverhalt in einem Diagramm zusammen. Es ist deutlich zu erkennen, dass eine maximale Wasserstoffzumischung, wie sie in den Untersuchungen vorgenommen wurde, ein Verlassen des H-Gas-Kennfeldes nach bedeutet. Der reine Bezug, auf im Regelwerk beschriebene Grenzen ist also nicht zielführend. Wichtig ist immer die Kenntnis über das anliegende Grundgas im jeweiligen Versorgungsgebiet und Anwendungsfall.

Die durchgeführten Versuche am Gebläsebrenner können in 3 wesentliche Schwerpunkte untergliedert werden:

1. Brennraumverkleinerung – experimentelle Ermittlung minimaler der Brennraumgeometrie
2. Kippunktermittlung des Brenners
3. Gasbeschaffenheitswechsel (H-Gas-Kennfeld , H₂-Zumischung)

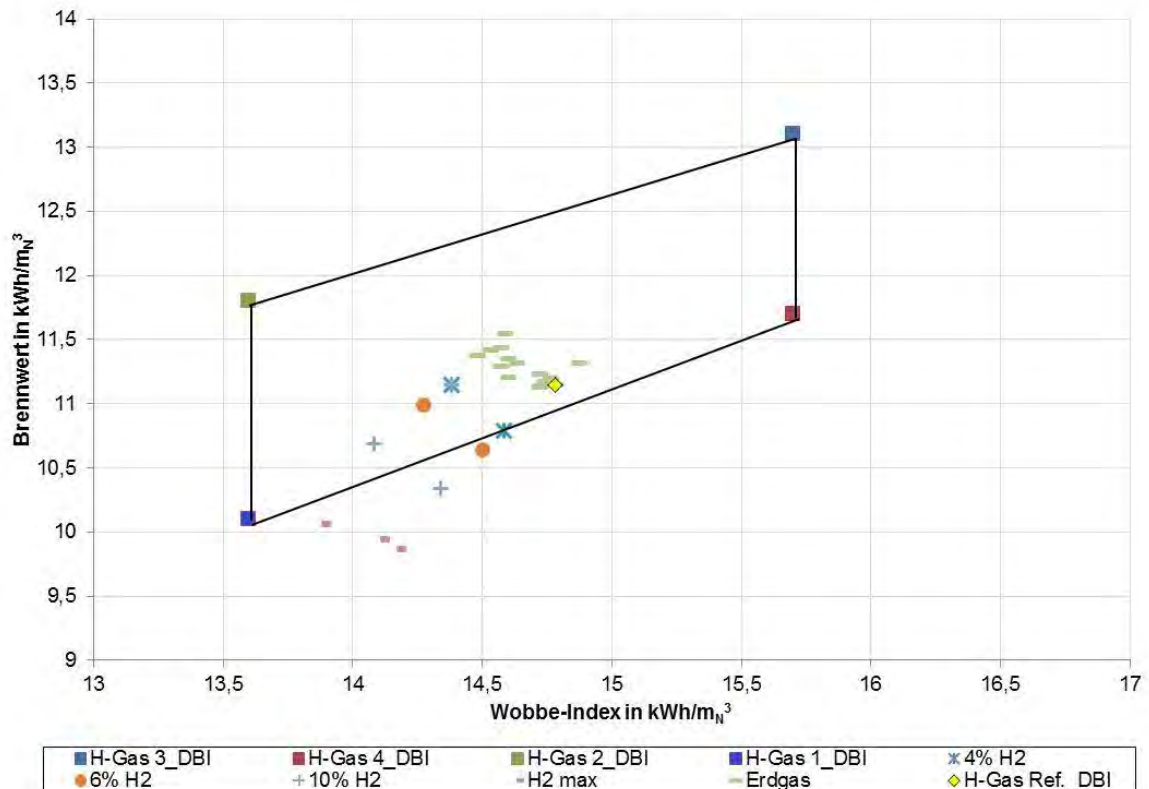


Abbildung 4-94: Wasserstoffzumischung bei Grundgasen unterschiedlicher Beschaffenheit

Mit den Versuchen zur Brennraumverkleinerung konnten die Auswirkungen der Brennraumveränderungen auf eine konstant betriebene Anlage überprüft werden. Außerdem dienten die Versuche zur Bestimmung des Anschlagpunktes der Flamme an die Rückwand des Prüfflammrohres. Dazu fand die stufenweise Verkleinerung des Brennraumes in Schritten von anfangs 5 cm und zum Ende hin weniger statt. Als Ausgangspunkt diente dabei der maximale Brennraum des PFR 300 (siehe Anhang IX, Normbrennraum für 100kW Gebläsebrenner gemäß DIN EN 676), der eine Länge von 66,5 cm von Brennermund zur äußerem Ringscheibe bzw. 76,5 cm zur inneren Kreisscheibe besitzt. Die Verbrennungsleistung während der Versuchsdurchführung betrug 70 kW.

Kesselanlagen werden aus Effizienzgründen und damit auch aus Wirtschaftlichkeitsgründen optimal an die Flammgeometrien angepasst. Dies wurde mit dem verkleinerten Brennraum simuliert. Etwaige Veränderungen der Gasbeschaffenheit und damit weiterer Parameter, wie etwa benötigte Luftmenge, führen zu veränderten Flammgeometrien, was dann im Betrieb unter Umständen zu ungünstigen Veränderungen von Anlagenparametern wie Temperaturen oder Abgaswerten führen kann. Etwaige Auswirkungen wurden in den nachfolgend beschriebenen Versuchen betrachtet.

In Abbildung 4-95 ist der zeitliche Verlauf des CO Gehalts sowie der Temperaturen im Ofenraum und im Abgas während der Versuchsdurchführung dargestellt. Dazu sind auf der linken Funktionsachse der CO Gehalt und auf der rechten Funktionsachse die Temperaturen aufgetragen. Die senkrechten Linien grenzen die Bereiche mit einheitlichen Brennraumlängen gegeneinander ab.

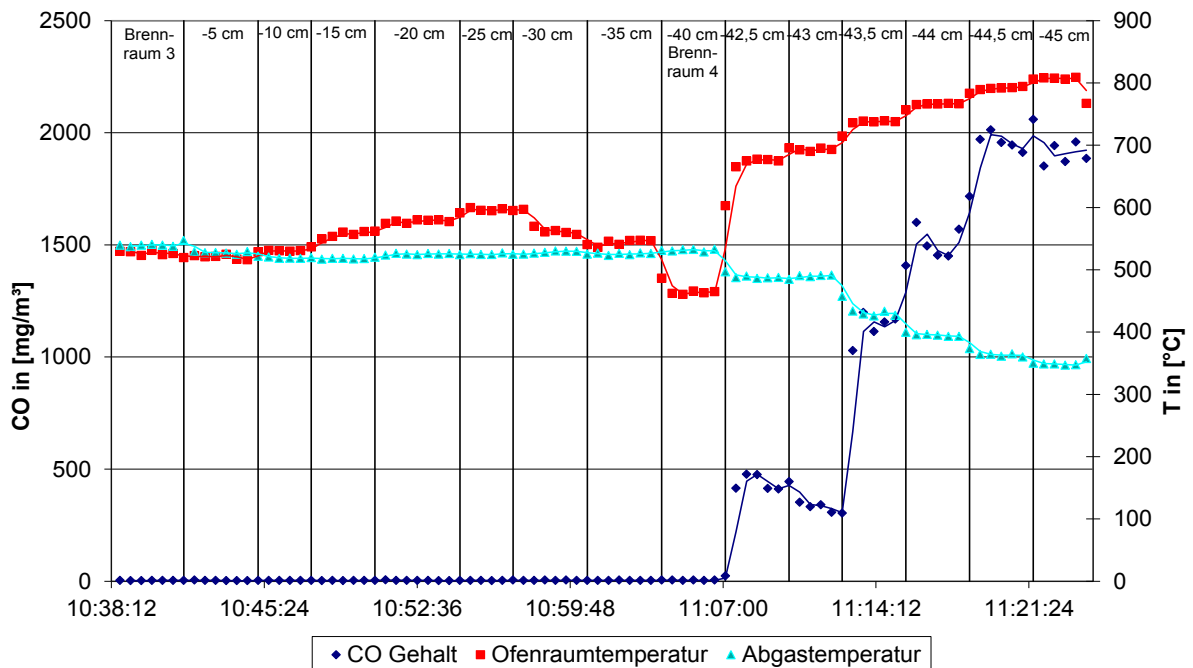


Abbildung 4-95: Verlauf des CO Gehaltes sowie der Temperaturen im Ofenraum und im Abgas während der schrittweisen Verringerung des Brennraums (Normbrennraum, Gas-Gebälsebrenner), H-Gas Ref._DBI

Am Verlauf des CO-Graphen ist gut erkennbar, dass der Gehalt nach einer Verringerung des Ausgangsbrennraums um mehr als 40 cm bedeutend zunimmt. Dieser Punkt markiert die Brennraumgröße, ab der ein Flammenanschlag an der Rückwand des Prüfflammrohres auftritt. Mit dem Auftreffen der Flamme auf die Brennraumrückwand kann diese nicht mehr vollständig ausbrennen. Die erhöhte Freisetzung von Kohlenmonoxid ist das Resultat der unvollständigen Verbrennung. Durch Berechnung der Differenz von Ausgangslänge und der reduzierten Brennraumlänge ist die Abschätzung der Flammenlänge möglich. Es ergaben sich für eine Ausgangslänge von 66,5 cm (äußerer Ring) bzw. 76,5 cm (innerer Ring) und der Verringerung um 42,5 cm Werte von 24 cm (äußerer Ring) bzw. 34 cm (innerer Ring). Die so ermittelte Flammenlänge von 34 cm deckt sich gut mit der im Freibrand abschätzbaren (siehe Abbildung 4-96). Damit ließ sich deren Abmessung auf einen Durchmesser von ca. 10 cm und eine Länge von maximal 40 cm bestimmen.

Die weitere Verringerung der Brennraumlänge über den Anschlagpunkt hinaus führt zu einer zusätzlichen Erhöhung des CO-Gehalts auf bis zu 2000 mg/m³. Die Flamme wird dadurch weiter eingeschränkt und kann in immer geringer werdendem Maß ausbrennen, was sich am CO-Gehalt widerspiegelt.



Abbildung 4-96: Abschätzung der Flammenlänge im Freibrand (H-Gas Ref._DBI)

Während des Versuchs sind auch Einflüsse auf die gemessenen Temperaturen im Ofenraum und im Abgas erkennbar. Die Abgastemperatur beginnt ab derselben Brennraumgröße zu fallen ab der auch der Anstieg im CO-Gehalt auftritt. Von einer konstanten Temperatur von 530 °C fällt die Abgastemperatur auf bis zu 360 °C für den kleinsten Brennraum ab. Durch die unvollständige Verbrennung ist auch die vollständige Wärmefreisetzung des Brenngases nicht mehr möglich. Die Verbrennungstemperatur sinkt und mit dieser auch die Abgastemperatur. Als zusätzlicher Effekt der zur Verringerung der Abgastemperatur führt, ist der Brennraum hinter der Ofenraum-begrenzung zu benennen. Dieser Bereich des Brennraums kühlt nun entsprechend stärker aus, da er nicht mehr direkt von der Flamme befeuert aber konstruktiv immer noch mit gekühlt wird. Folglich kühlt hier das Abgas zusätzlich weiter ab.

Zu Beginn des Versuchs steigt die Ofenraumtemperatur zunächst mit der Verringerung des Brennraums von 530 °C auf 600 °C an. Ab einer Reduzierung der Brennraumlänge um 25 cm ist dieser Anstieg jedoch wieder rückläufig. So konnte bei einer um 40 cm verringerten Brennraumlänge die geringste Ofenraumtemperatur von 460 °C gemessen werden. Ab dem Flammenanschlagpunkt ist eine erneute Erhöhung der Ofenraumtemperatur erkennbar. Die Temperatur steigt mit dem Einsetzen der vermehrten CO Freisetzung zunächst sprunghaft auf 670 °C an. Durch die weitere Verringerung des Brennraumes war eine Erhöhung der gemessenen Ofenraumtemperatur auf bis zu 800 °C zu verzeichnen. Das anfängliche Ansteigen der Ofenraumtemperatur kann darauf zurückgeführt werden, dass sich bei gleicher Wärmefreisetzung der zu beheizende Brennraum verringert. Die weitere Brennraumverringern beeinflusst die Flammgeometrie und damit auch die Temperaturverteilung im Brennraum. Das Thermoelement hat, konstruktiv bestimmt, einen fixen Punkt in der Versuchsanordnung. An diesem Messpunkt kommt es bei den Messungen zur Absenkung der Ofenraumtemperatur. Die Simulations-rechnungen des GWI zeigen deutlich, dass in einem Ofenraum (Brennraum) keine homogene Verteilung der Temperatur vorliegt. Verringert man nun den Brennraum, ändert man logischerweise die Geometrie und damit die Strömungsverhältnisse im Brennraum. Zirkulationsgebiete verändern sich, sodass Bereiche des Ofenraumes heißer und andere Bereiche kälter werden. Schlägt die Flamme letztlich an Bauteilen des Ofenraumes an, hat

man auch hier veränderte Strömungs-situationen, eine zwangsläufige Veränderung der Flammgeometrie und damit eine Veränderung der Temperaturverteilung im Brennraum. Dort, wo die Flamme anschlägt, wird es zur Beschädigung von Brennraumteilen kommen.

Neben der Versuchsdurchführung mit Referenz-Erdgas (H-Gas Ref._DBI) bei einem Restsauerstoffgehalt von 3 % fand auch ein analoger Versuch mit dem höherkalorischen Gas im Kennfeld rechts oben (H-Gas 3_DBI) bei einem Restsauerstoffgehalt von 1 % statt. Die folgende Abbildung 4-97 zeigt die Verläufe des CO-Gehaltes und der Abgastemperatur für beide Gasgemische im G 260-Kennfeld. Zur besseren Vergleichbarkeit sind die darin aufgetragenen Messdaten während einer einheitlichen Brennraumlänge gemittelt. Dadurch konnten die Graphen so übereinander aufgetragen werden, dass sie in den Umstellpunkten zwischen den verschiedenen Brennraumlängen übereinstimmen. Die Versuchsdurchführung war für beide Gase identisch. Bereiche mit unterschiedlichen Brennraumlängen sind durch die senkrechten Linien voneinander abgegrenzt. Die Beschriftungen in der Darstellung geben Auskunft über das Maß der Brennraumverringerung. Da der Flammenanschlag für beide Gase für unterschiedliche Brennraumlängen auftrat, unterscheiden sich beide Graphen im Bereich der untersuchten Brennraumlängen.

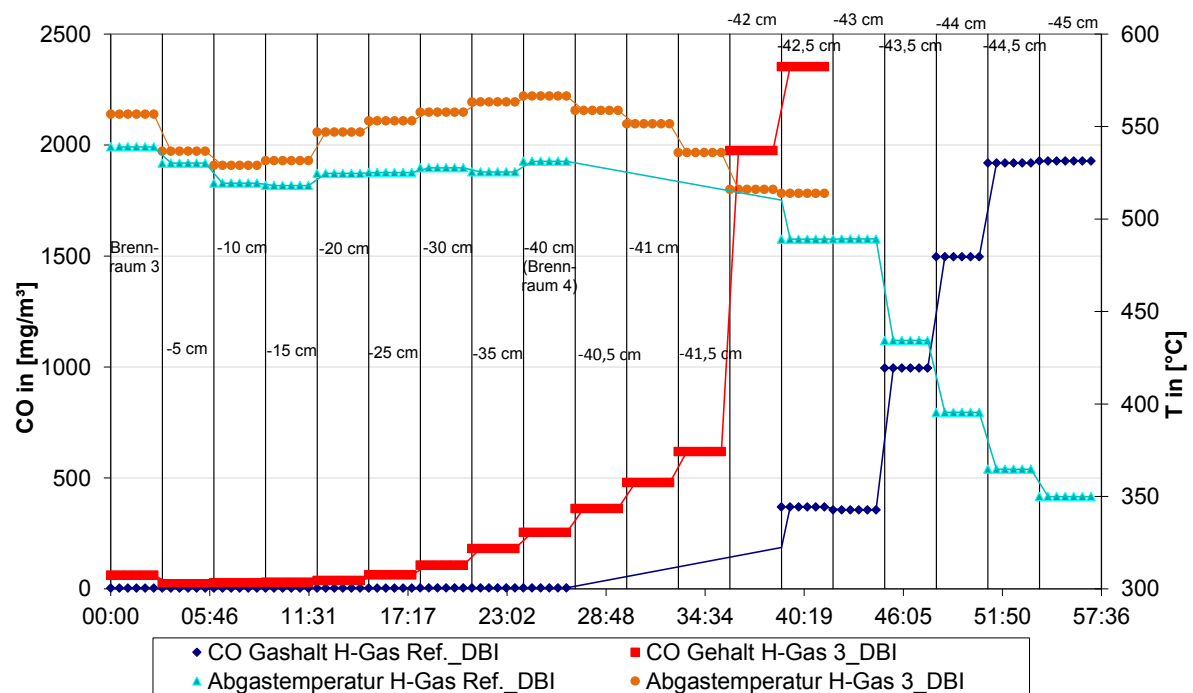


Abbildung 4-97: Vergleich Flammenlänge bei H-Gas Ref._DBI und H-Gas 3_DBI; CO-Werte und Abgastemperaturen bei stückweise verkürzten Brennräumen (Sauerstoffgehalt im Abgas ist von 3 % bei H-Gas Ref._DBI auf 1 % bei H-Gas 3_DBI zurück gegangen); 100 kW-Gebläsebrenner, eingestellt auf Referenzgas Ref._DBI (Gas-Gebläsebrenner)

Durch den Gasbeschaffenheitswechsel von H-Gas Ref._DBI zum höherkalorischen Erdgas H-Gas 3_DBI kommt es zu einer Verringerung des Restsauerstoffgehaltes von 3 % auf 1 %, d.h. die Luftzahl verringert sich von ca. $\lambda = 1,16$ auf $\lambda = 1,05$. Die Erhöhung des Energiegehaltes des Brenngases und eine geringere Luftzahl führen zu einer Verlängerung der Flamme, was das vorstehende Diagramm deutlich zeigt. Für den konkreten Versuch sind dies ca. 2 cm. Bei einem entsprechend optimierten Brennraum kann es hier schon zum Eindringen der Flamme in das Abgassystem kommen. Ein unvollständiger Ausbrand und eine Beschädigung der Anlage wären die Folge. Ein

signifikanter CO-Anstieg ($> 1000 \text{ mg/m}^3$) im Abgas signalisierte die tatsächliche Ausdehnung der Flamme.

Diesbezüglich ergeben sich für die untersuchten Gasmischungen folgende Flammenlängen:

- H-Gas 3_DBI L= 34,5 cm
- H-Gas Ref._DBI L= 32,5 cm

Diese anhand der CO-Gehalte ermittelten Flammenlängen wurden auch durch die optischen Flammenuntersuchungen bestätigt (vgl. Abbildung 4-97 und Abbildung 4-102).

Ein weiterer Bestandteil der Versuche war die Ermittlung des Brennerkipppunktes. Dieser charakteristische Betriebspunkt dient zur Zuordnung der Luftzahl, ab der eine erhebliche CO-Freisetzung für den verwendeten Brenner zu erwarten ist. Neben dem bereitgestellten Luftüberschuss ist dieser Punkt auch von dem verwendeten Brennraum abhängig. Aus diesem Grund fand die Ermittlung des Kippunktes am kleinen Prüfflammrohr PFR300 (siehe Anhang IX – normgerechter Brennraum für verwendeten Brenner) mit den zwei verschiedenen Brennräumen statt. Es wurde zum einen die maximale Brennraumlänge (äußerer Ring 665 mm und mittlere Platte 765 mm zum Brennermund) und die minimale Länge (äußerer Ring 250 mm und mittlere Platte 350 mm zum Brennermund) gewählt.

Zur Durchführung der Untersuchungen wurde ein Restsauerstoffgehalt von 2 % als Ausgangspunkt gewählt. Während des Brennerbetriebs fand dabei die Reduzierung der Luftzufuhr in zeitlichen Abständen von ca. 3 Minuten statt. Der Restsauerstoffgehalt während dieser Versuche wurde bis auf Konzentrationen von 0,2 % herabgesetzt. Die CO-Anteile im Abgas stiegen während dieser Versuche stark an, was die Bestimmung des Kippunktes ermöglichte.

Die Abbildung 4-98 zeigt dazu den Verlauf des Kohlenstoffmonoxids bei Änderung des Restsauerstoffgehalts für Brennraumgeometrien. Den Messpunkten konnte ein Trendverlauf zugeordnet werden. Die dafür verwendeten Näherungsformeln sind neben der jeweiligen Messreihe angegeben.

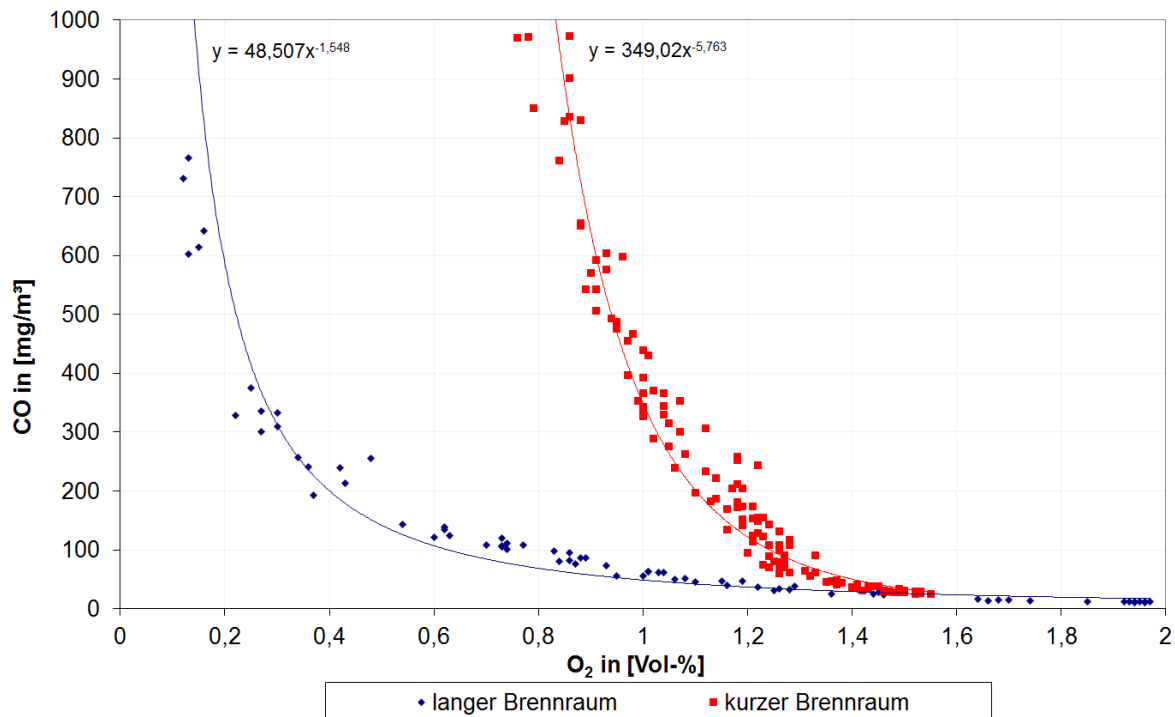


Abbildung 4-98: Verlauf des CO-Gehaltes im Abgas bei Änderung des Restsauerstoffgehaltes, Messdaten für beide Brennräume (lang und kurz), 100 kW-Gebläsebrenner, PFR300, H-Gas Ref._DBI (Gas-Gebläsebrenner)

Die Graphen der CO-Verläufe für beide Brennräume zeigen ein ähnliches Verhalten. Mit abnehmendem Restsauerstoffgehalt, von rechts nach links, steigt der Gehalt an Kohlenmonoxid an. Der erst flache Anstiegswinkel wird mit weiter abnehmender O₂-Konzentration immer steiler und ähnelt in seinem Verlauf einer Potenzfunktion mit negativen Exponenten. Für den Kippunkt gibt es keine allgemeingültige Definition. In dieser Untersuchung erfolgt deshalb die Festlegung, dass der Kippunkt anhand der zulässigen Grenzwerte für Kohlenmonoxid bei 50 mg/m³ laut §5 des 13. BImSchV bzw. der TA Luft [4.30] und bei 116 mg/m³ nach DIN EN 676 [4.28] bestimmt wird. Als Kippunkte ergeben sich somit gemäß Tabelle 4-39:

Tabelle 4-39: Kippunkte für H-Gas Ref._DBI für beide Brennraumgeometrien bezogen auf die CO-Grenzwerte von 13. BImSchV / TA Luft bzw. DIN EN 676

Grenzwert in [mg/m ³]	Großer Brennraum [O ₂ in Vol.-%]	Kleiner Brennraum [O ₂ in Vol.-%]
50	1,0	1,4
116	0,6	1,2

Für den größeren Brennraum ergibt sich ein deutlich größerer Restsauerstoffbereich, in dem eine Verbrennung mit niedrigen CO-Emissionen erfolgt. Während im großen Brennraum bei 0,8 % O₂ noch CO-Gehalte von 100 mg/m³ messbar waren, führte eine solche Luftzahlverringerung im kleinen Brennraum zu zehnfach höheren CO-Gehalten von 1000 mg/m³. Der größere Brennraum reagiert also nicht so sensibel auf Schwankungen der Luftzahl wie der kleinere Brennraum.

Diese Erkenntnis lässt die allgemeine Aussage zu, dass Brennräume, die exakter an die Flammenausdehnung angepasst sind (Stand der Technik), sensibler auf Schwankungen des Mindestluftbedarfs und der Gasbeschaffenheit reagieren (vgl. Abbildung 4-97 und Abbildung 4-98).

Die dritten und umfangreichsten experimentellen Untersuchungen waren diejenigen zum Gasbeschaffenheitswechsel (Basis: Gasmatrix, s.o.). Es wurden dabei insgesamt 60 Messreihen gefahren. Die einzelnen Messungen wurden dabei zu unterschiedlichen Zeiten mehrfach wiederholt. Es sollten so die Effekte mit reproduzierbaren Daten belegt werden. Eventuelle Effekte durch Witterung und andere Einflüsse (z. B. schwankende Grundgaszusammensetzungen, veränderte Rahmenbedingungen in der Versuchshalle) sollten damit weitestgehend ausgeschlossen werden.

Während der Gasbeschaffenheitswechsel zwischen den Punkten im Kennfeld H-Gas 1_DBI und H-Gas 3_DBI wurden die Verläufe der Temperaturen und der Abgaskennwerte aufgezeichnet. Zusätzlich fand die Beobachtung der Flamme im sichtbaren und ultravioletten Wellenlängenbereich statt. In der Auswertung erfolgt ausschließlich die Betrachtung der zum Teil kritischen Übergänge von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI. Es werden wesentliche Diagramme im folgenden Textteil, weitere Diagramme im Anhang (Anhang XIII) dargestellt.

Allgemeine Tendenzen der gemessenen Daten waren der Temperaturanstieg in Brennraum und Abgas. Außerdem fand eine Erhöhung der Gehalte an CO und CO₂ statt, während der O₂-Gehalt absank. Die Konzentration an NO im Abgas stieg leicht an, gleichzeitig blieb der NO₂ Gehalt im Abgas annähernd konstant. Deshalb resultierte für alle Gasbeschaffenheitswechsel von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI ein leichter Anstieg des NO_x-Gehaltes. Wesentliche Anstiege der NO_x-Werte, wie sie bei Hochtemperaturanlagen zu verzeichnen sind, wurden nicht festgestellt. Die Flammenbilder der verschiedenen Betriebszustände zeigen die Zunahme der Strahlungsintensität und die Änderung der Flammenstruktur.

Wegen der ähnlichen Messergebnisse für die verschiedenen Versuchsanordnungen kann die Versuchsauswertung beispielhaft anhand der Messwerte einzelner Messreihen erfolgen.

Leistungsverlauf

Die Umstellung der Gasbeschaffenheit hat eine deutliche Änderung der verbrennungstechnischen Kennwerte zur Folge. Während der Versuchsdurchführung fand jedoch keine Änderung der Luft- oder Brenngaszufuhr statt. Anhand der während der Gasbeschaffenheitsänderung am 06.02.2013 von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI gemessenen Daten wird die Leistungsänderung betrachtet. Dazu kam das kleine Prüfflammrohr PFR 300 mit dem angepassten normgerechten Brennraum zum Einsatz. Das Resultat der Messung ist in der folgenden Abbildung 4-99 dargestellt. Das Diagramm zeigt die zeitlichen Verläufe der Verbrennungsleistung, des abgeführten Wärmestroms und zusätzlich auf der rechten Funktionsachse den zugeführten Brenngasvolumenstrom im Normzustand. Durch Multiplikation dieses Volumenstroms mit dem Heizwert der Gase im Kennfeld H-Gas 1_DBI (9,08 kWh/m³) und H-Gas 3_DBI (11,88 kWh/m³) war die Berechnung der Verbrennungsleistung möglich. Die Ermittlung des abgeführten Wärmestroms geschah über die Multiplikation des gemessenen Wasservolumenstromes mit der spezifischen Wärmekapazität des Wassers (4,186 kJ/kgK) und der Temperaturdifferenz am Ein- und Austritt des Wärmeübertragers. Die senkrechte Linie markiert den Zeitpunkt ab dem die Umstellung auf das höherkalorische Brenngas erfolgte. Man beachte, dass es sich um Versuchseinrichtungen handelt. Maßnahmen zur Verringerung des Wärmeverlustes und damit zur Wirkungsgradsteigerung sind hier nicht vorgesehen.

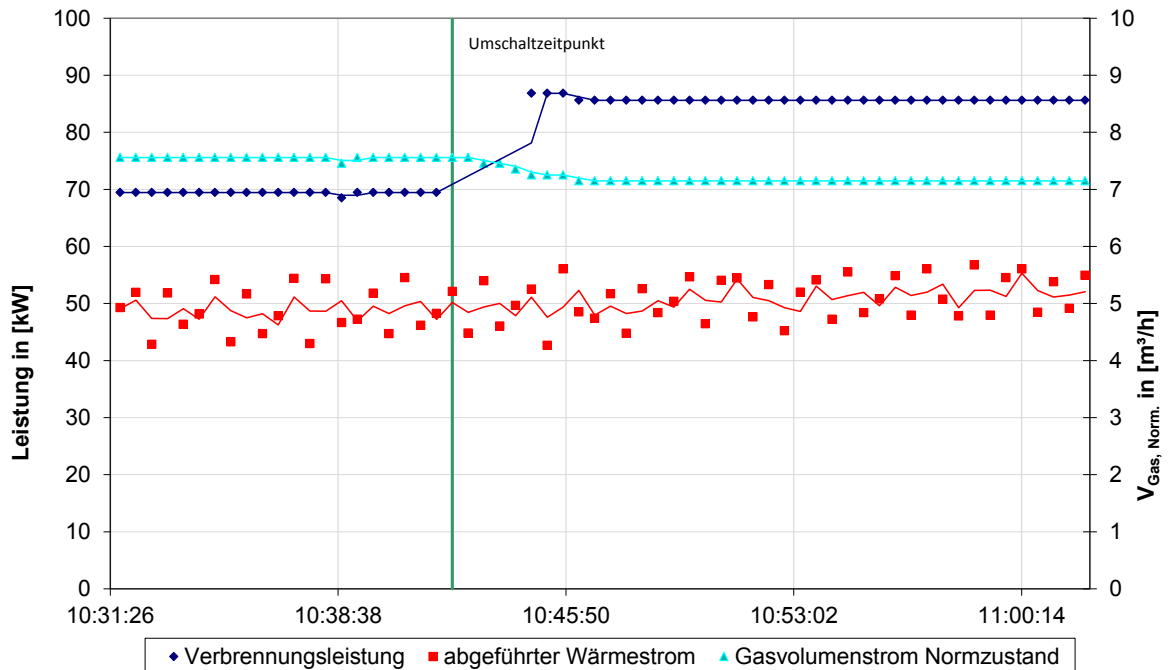


Abbildung 4-99: Verlauf der Verbrennungsleistung, des abgeführten Wärmestroms und des Brenngasvolumenstroms im Normzustand bei Änderung der Gasbeschaffenheit im H-Gas Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI; 3 % O₂ zu Beginn (Gas-Gebälsebrenner)

Anhand der Darstellung ist der Einfluss der Gasumstellung auf die zugeführte Verbrennungsleistung gut erkennbar. Durch die Umstellung des Gasgemisches sinkt der zugeführte Brenngasvolumenstrom zwar etwas ab, jedoch überwiegt der zunehmende Heizwert. Deshalb ist ein Anstieg der Verbrennungsleistung von 70 kW auf 85 kW zu verzeichnen. Die Änderung des Volumenstroms an Brenngas ist auf die während des Übergangs vom Gas H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI zunehmende Dichte zurückzuführen.

Das Kühlsystem des Prüfflammrohres ist relativ träge und zeigt nur eine minimale Reaktion auf die geänderte Verbrennungsleistung. Der über den Wärmeübertrager abgeführte Wärmestrom erhöht sich von anfänglich etwas unter 50 kW im Durchschnitt auf leicht über 50 kW. Außerdem schwankt der Wärmestrom deutlich, was durch die interne Regelung des Prüfflammrohres zustande kommt. Über die Wände des Prüfflammrohres kann also nur ein geringer Teil der zusätzlich eingebrachten Verbrennungswärme abgeführt werden. Die Bilanz von zugeführtem zu abgeführtem Wärmestrom muss jedoch ausgeglichen sein. Aus diesem Grund ist die Zunahme der Abgasverluste und damit eine Verschlechterung des Wirkungsgrades während des Gasbeschaffenheitswechsels unvermeidbar. Wegen der geringen Änderung des abgeführten Wärmestroms, trotz der deutlichen Zunahme der Verbrennungswärme erfolgte keine Betrachtung des Gesamtwirkungsgrades der Anlage.

Temperaturverlauf

Anhand der am 06.02.2013 gemessenen Daten wird an dieser Stelle die Beeinflussung der Temperaturen durch die Umstellung der Gasbeschaffenheit dargestellt. Dazu erfolgte die Messung

der Temperaturen am Brennermund, im Abgas und im Ofenraum. In der folgenden Abbildung 4-100 ist der zeitliche Verlauf der Temperaturen am Brennermund, im Ofenraum und im Abgas während der Umstellung von H-Gas 1_DBI H-Gas 3_DBI oben aufgetragen. Zur besseren Vergleichbarkeit erfolgte die Zuordnung der verschiedenen Temperaturen zu den zwei Funktionsachsen. Die senkrechte Linie markiert den Zeitpunkt, ab dem die Umstellung auf das höherkalorische Gasgemisch erfolgte.

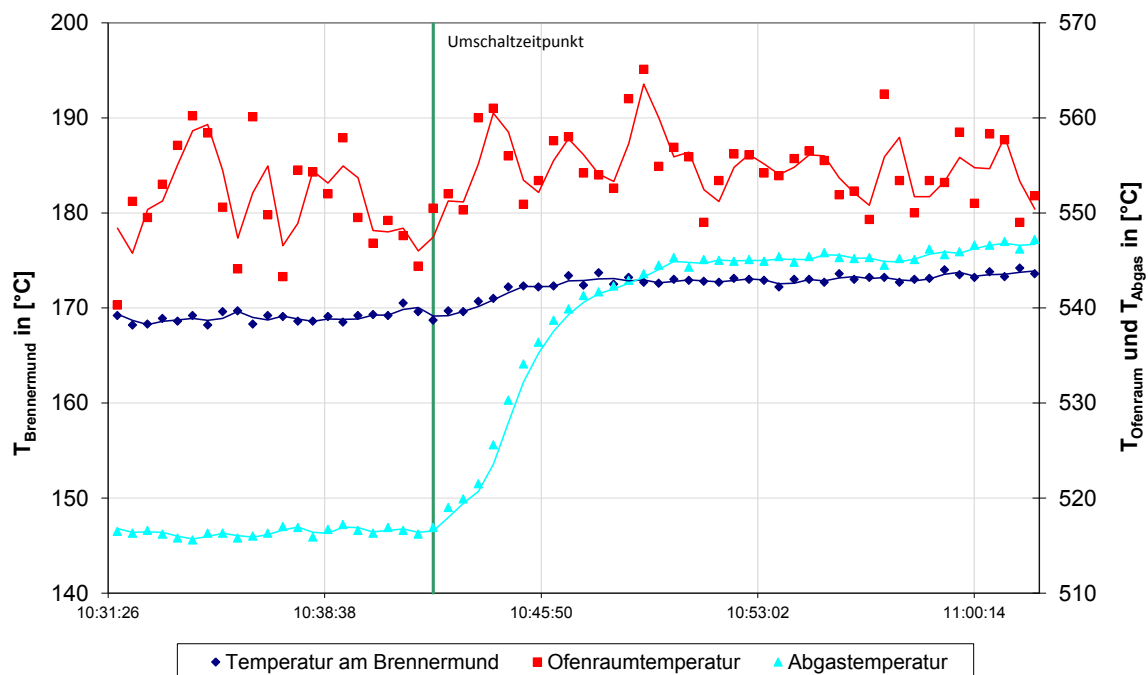


Abbildung 4-100: Verlauf der Temperaturen am Brennermund, im Ofenraum, im Abgas bei Änderung der Gasbeschaffenheit im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI bei 3 % O₂ im Abgas (Gas-Gebläsebrenner)

Der Graph der Temperatur am Brennermund verläuft zu Beginn des Versuches beim Betrieb mit dem niederkalorischen Gas annähernd konstant bei einer Temperatur von 169 °C. Ab dem Umschaltzeitpunkt steigt die Temperatur an, bis sie erneut ein annähernd konstantes Niveau von 173 °C erreicht wird. Der Verlauf der Abgastemperatur ähnelt dem am Brennermund. Hier erhöht sich die zu Beginn konstante Temperatur von 517 °C durch die Umstellung der Gasbeschaffenheit auf 546 °C. Die gemessene Ofenraumtemperatur schwankt in einem deutlich größeren Bereich, weshalb der Anstieg dieser Temperatur beim Beschaffenheitswechsel nicht so klar erkennbar ist. Während des Brennerbetriebs mit dem niederkalorischen Gas liegt die Temperatur zwischen 545 °C und 560 °C bei durchschnittlich 550 °C. Nach der Umstellung schwankt die Ofenraumtemperatur noch im Bereich von 550 °C bis 565 °C und beträgt im Durchschnitt 555 °C. Alle drei gemessenen Temperaturen steigen also mit Umstellung des Gasgemisches erwartungsgemäß an.

Der gleiche Sachverhalt wurde auch für 2,5 % O₂ im Abgas festgestellt und ist in Anhang XIII dargestellt. Es ist zu erkennen, dass durch den geringeren Luftüberschuss die Ofenraumtemperatur und die Abgastemperatur leicht höher liegen, ansonsten aber den gleichen Verlauf aufweisen. Die Brenneratemperatur hingegen hat sich nicht verändert. Hier liegt das Temperatur-niveau auf dem von 3 % O₂ im Abgas. Die leichte Temperaturerhöhung am Brennermund lässt sich durch die

Zusammensetzung des nieder- und hochkalorischen Erdgases erklären. Zum einen hat das hochkalorische Erdgas einen höheren Energiegehalt, zum anderen hat das nieder-kalorische Erdgas einen höheren Anteil an Stickstoff, was zum leichten Abheben der Flamme führt und damit zu etwas niedrigeren Temperaturen am Brennermund.

Flammenintensität und Flammenstruktur

Die Erhöhung der Verbrennungstemperatur ist auch gut nachweisbar anhand der Flammenbilder in Falschfarbendarstellung. Eine Intensitätszunahme auf den Bildern kann hier einer Temperaturerhöhung gleichgesetzt werden.

Zusätzlich zum Vergleich der sichtbaren Intensitätsunterschiede in den Abbildungen besteht die Möglichkeit der Temperaturkalibrierung der Aufnahmen anhand von Referenztemperaturen mittels einer entwickelten Software. Das Verfahren wurde zur optischen Bewertung bei Gasbeschaffenheitswechsel eingesetzt. Verwendung fand das vom DBI entwickelte optische Diagnosesystem OPTISOS®

Bei Betrachtung der Flammenbilder in ist deutlich der Intensitätsunterschied zwischen den Flammen für verschiedene Brenngase erkennbar. So zeigt die Flamme im Betrieb mit dem Gas im Kennfeld H-Gas 3_DBI höhere Intensitäten als im Betrieb mit dem niederkalorischen H-Gas 1_DBI. Die Flamme im normalen Erdgasbetrieb (H-Gas Ref._DBI) liegt von der Intensität her zwischen beiden Flammen. Die unterschiedlichen Temperaturanzeigen spiegeln diesen optischen Eindruck gut wider. So betragen die Temperaturen in den Abbildungen H-Gas 1_DBI 1347,1 °C, für H-Gas Ref._DBI 1352,1 °C und für H-Gas 3_DBI 1374,2 °C. Wichtig ist hier insbesondere die zu erkennende Tendenz der Temperaturen, nicht der Absolutwert.

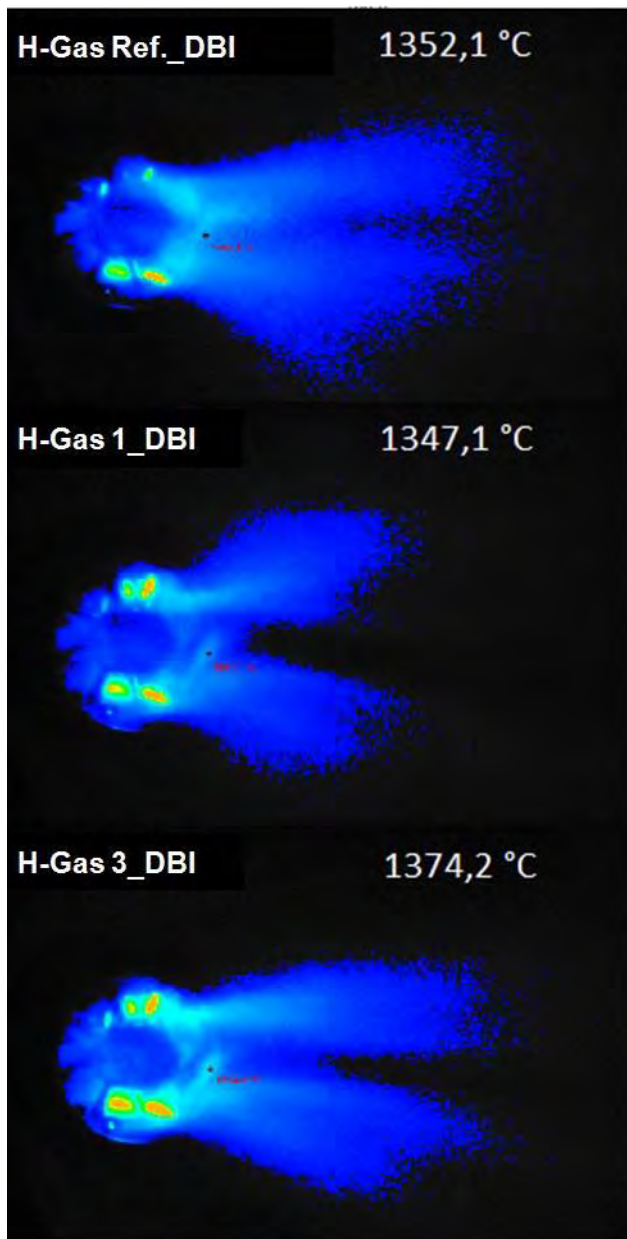


Abbildung 4-101 Optische Flammenbewertung im sichtbaren Wellenlängenbereich (400-800 nm) bei Gasbeschaffenheitswechsel mit H-Gas Ref._DBI (oben), Gase im Kennfeld H-Gas 1_DBI (Mitte) und H-Gas 3_DBI (unten), Gas-Gebläsebrenner. Flamme von rechts nach links ausgebildet. Brenner auf Referenzgas H-Gas Ref._DBI eingestellt ($\lambda = 1,135$ und Rest- $O_2 = 2,5$ Vol-%).

Die Flamme beim Brennerbetrieb mit dem Gas H-Gas 1_DBI zeichnet sich durch eine deutlich verringerte Intensität zum Gas H-Gas 3_DBI aus. Dies spiegelt den gemessenen Verlauf der Temperaturen und der Verbrennungsleistung gut wider. Auch die intensivere Färbung des Brenners am Brennermund stimmt mit dem gemessenen Temperaturverlauf am Brennermund überein. Besonders gut ist die beim Beschaffenheitswechsel gestiegene Temperatur am Brennermund durch den Vergleich der rotgefärbten Flächen erkennbar. Für das Gas H-Gas 3_DBI sind diese Flächen deutlich größer ausgebildet. Die rot dargestellten Bereiche emittieren Strahlung am stärksten. Aufgrund der Position am Brennermund handelt es sich bei diesen Flächen um die Zünder Elektroden sowie einen Teil des Thermoelementes.

Es handelt sich hierbei also um strahlende Festkörper. Die Temperatur dieser Festkörper ist zwar mit anderen Oberflächen in der Abbildung vergleichbar, jedoch nicht mit der Flammentemperatur. Der Grund dafür ist, dass Festkörperstrahlung auch bei ähnlichen Temperaturen deutlich intensiver ist als die Gasstrahlung der Flamme. Zur Gasstrahlung tragen nur die Verbrennungsprodukte CO_2 und H_2O bei.

Die Flammenbilder widersprechen deshalb nicht den Relationen der am Brennermund gemessenen Temperaturen von ca. 170 °C und den in der Flamme üblicherweise herrschenden Temperaturen von ca. 1380 °C .

Eine weitere Auffälligkeit der Bilder liegt darin, dass die Flamme im Erdgasbetrieb H-Gas Ref._DBI gleichmäßig und voll erscheint. Im Gegensatz dazu sind die Flammen der Gasgemische strähniger ausgebildet.

Die Bilder für beide Grenzgasgemische zeigen im oberen und unteren Randbereich der Flamme größere Intensitäten als im mittleren Bereich.

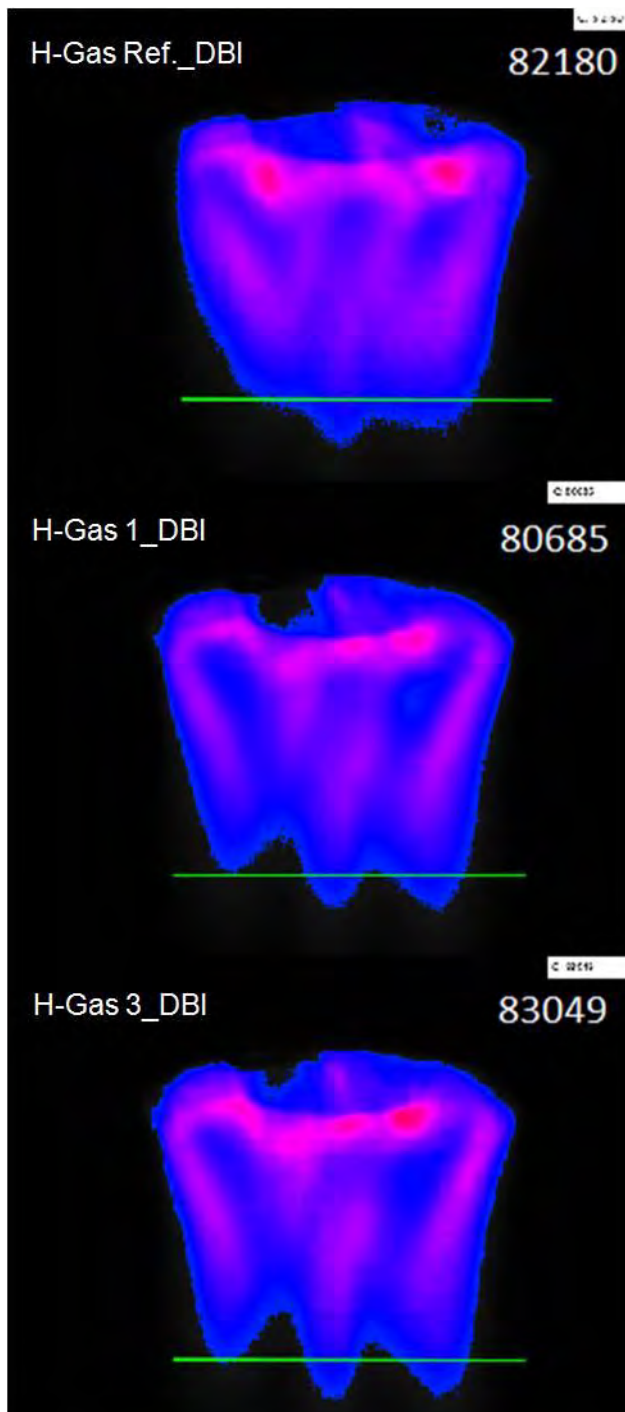


Abbildung 4-102: Optische Flammenbewertung im UV-Bereich (306,4 nm) zur Ermittlung der OH-Verbrennungsradikale bei Gasbeschaffenheitswechsel mit H-Gas Ref._DBI (oben), Gase im Kennfeld H-Gas 1_DBI (Mitte) und H-Gas 3_DBI (unten), Gas-Gebläsebrenner, Flamme von oben nach unten ausgebildet. Zahlen rechts: OH-Intensitäten

Zur Bestimmung der Reaktionszone in der Flamme erfolgten zusätzlich optische Untersuchungen im UV-Bereich (306 ± 5 nm), vgl. Abbildung 4-100. In diesem Wellenlängenbereich kann die Strahlung der OH-Radikale von der Hintergrundstrahlung unterschieden werden. Diese optischen UV-Flammenuntersuchungen (OH-Intensitäten) geben damit Hinweise auf die Flammenausdehnung und hot spots in der Flamme, welche Ursache für erhöhte NO_x -Emissionen sein können. Für die Untersuchungen wurde der vorgenannte Gebläsebrenner verwendet, der auf das Referenzgas H-Gas Ref._DBI eingestellt war ($\lambda = 1,135$ und Rest- $\text{O}_2 = 2,5$ Vol-%). Zum Vergleich der Flammenlänge enthalten die Abbildungen zusätzlich eine waagerechte Linie in der Nähe der Flammenspitze.

Während die Spitzen der OH-Radikalverteilung annähernd die gleiche Größe und Position aufweisen und auch die Summenintensitäten nur geringfügig abweichen, gibt es bei den Gasen H_Gas 1_DBI und H_Gas 3_DBI ausgeprägte Minimum – Maximum Strukturen, insbesondere in der Flammenwurzel und im Flammenkern.

Es sind insgesamt ähnliche Trends wie aus den Aufnahmen im sichtbaren Wellenlängenbereich erkennbar. Lediglich die Strahlungsintensität direkt am Brenner ist mit diesen Abbildungen nicht auswertbar, da die UV-Bilder keine Festkörperstrahlung zeigen.

Der Vergleich der Bilder zeigt erwartungsgemäß das niedrigste OH-Intensitätsniveau beim Gas im Kennfeld H-Gas 1_DBI und das höchste beim Gas H-Gas 3_DBI. Diese Eindrücke gehen einher mit den dargestellten Verläufen der Leistung und der Temperaturen, die aus den bereits genannten Gründen ebenfalls einen Anstieg erfahren. Der Intensitätswert für die reine

Erdgasflamme (H-Gas Ref._DBI) liegt erwartungsgemäß zwischen den beiden Grenzgasen. Die optischen Brennraumuntersuchungen bei Gasbeschaffenheitswechsel im sichtbaren Wellenlängenbereich und im UV-Bereich mit dem OPTISOS-System bestätigen die dargestellten Untersuchungsergebnisse zum Einfluss von Gasbeschaffenheitswechsel auf Flammenlänge, Leistung und Temperaturen (s.o.). Im UV Bereich kann dabei durch die Detektierung der OH-Verbrennungsradikale auf die konkrete Flammenstruktur sowie Hot-Spots in der Flamme geschlossen werden. Die diesbezüglich sichtbaren Unterschiede bei den untersuchten -konformen Gasbeschaffenheitswechseln sind nicht groß, auch bei extremen Wechseln von H-Gas 1_DBI zu H-Gas_DBI. Die reine Erdgasflamme wirkt gleichmäßiger und kompakter verglichen mit der strähnig ausgebildeten Flamme der Gasgemische. Für die Gemische ist eine annähernd hohle Flamme erkennbar. Die einzelnen Flammenstränge scheinen außerdem geringfügig länger als die breite Flammenfront der Erdgasflamme zu sein. Dies geht aus der Betrachtung des Abstands der grünen Linie zur Spitze der Flamme hervor.

Abgasmessung

Anhand der am 06.02.2013 gemessenen Daten werden im Folgenden die Abgasbestandteile NO, NO₂, CO, CO₂ sowie O₂ für die untersuchten -konformen Gasmischungen dargestellt.

In der folgenden Abbildung 4-103 ist der zeitliche Verlauf der Gehalte an NO und NO₂ in mg/m³ aufgetragen. Die senkrechte Linie markiert erneut den Umstellungszeitpunkt des Gasgemisches. Außerdem enthält die Darstellung die Grenzwerte für die Summe von NO und NO₂, die laut der TA Luft für Anlagen zur Erzeugung von Strom, Dampf, Warmwasser, Prozesswärme oder erhitztem Abgas durch den Einsatz von gasförmigen Brennstoffen mit einer Feuerungswärmeleistung von weniger als 50 MW gelten. Der maximale Grenzwert für NO_x liegt im Fall des verwendeten Prüfflammrohrs mit einer Sicherheitsabsperrrtemperatur von 95 °C bei einem Gehalt von 0,10 g/m³ bzw. 100 mg/m³ NO_x. Der laut DIN EN 676 geltende Grenzwert für den NO_x-Gehalt beträgt 170 mg/m³. Er ist aus Gründen der Übersichtlichkeit nicht im Diagramm enthalten. Zur Vollständigkeit ist in der Darstellung auch der Verlauf der Abgastemperatur auf der rechten Funktionsachse aufgetragen.

Aus der Abbildung 4-103 geht hervor, dass der Grenzwert an NO_x, welcher der Summe von NO und NO₂ entspricht, deutlich unterschritten wird. Der NO-Gehalt zu Beginn der Messung beträgt 35 mg/m³ bis 40 mg/m³ und steigt während des Beschaffenheitswechsels auf 40 mg/m³ bis 45 mg/m³ an. Der Gehalt an NO₂ bleibt im gleichen Zeitraum nahezu unverändert und schwankt zwischen 0 mg/m³ und 5 mg/m³.

Mit zunehmender Verbrennungstemperatur nimmt für gewöhnlich der Gehalt an NO_x zu. Diese Erfahrung beruht auf dem thermischen Bildungspfad des NO_x. Der gemessene Anstieg des NO_x-Gehaltes während des Gasbeschaffenheitswechsels ist auch auf den thermischen Bildungsprozess zurückzuführen. Die gemessenen Daten decken sich also mit den erwarteten Auswirkungen. Dennoch zeigte sich, dass die Stickoxidbildung für die betrachteten Gasbeschaffenheitswechsel innerhalb des G 260 - Kennfeldes im Prüffeld „Industriekessel“ am Prüfstand unproblematisch ist.

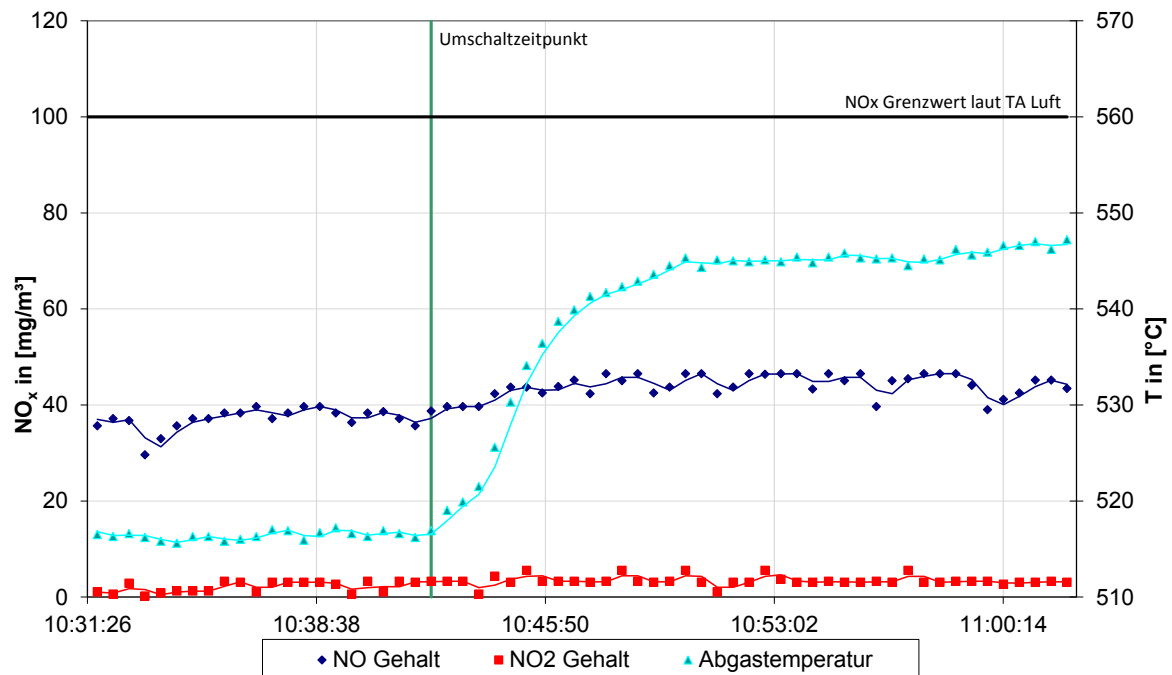


Abbildung 4-103: Verlauf der Abgaskomponenten NO und NO₂ bei Änderung der Gasbeschaffenheit im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI bei 3% O₂ im Abgas (Gas-Gebläsebrenner)

Der Verlauf von NO und NO₂-Gehalt war für alle Messungen ähnlich. Lediglich die absolut gemessenen Werte unterschieden sich geringfügig. Die im Anhang XIII befindlichen Diagramme für die weiteren Messungen enthalten deshalb ausschließlich den summierten NO_x-Gehalt im Abgas.

Neben dem Einfluss des Gasbeschaffenheitswechsels auf die Stickoxidgehalte fanden auch die Änderungen der Abgaskomponenten CO, CO₂ und O₂ Berücksichtigung in der Auswertung. In der nachstehenden Abbildung 4-104 ist der zeitlichen Verlauf des CO-Gehalts und der O₂-Konzentration während des Gasbeschaffenheitswechsels im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI dargestellt. Die senkrechte Linie markiert wieder den Umschaltzeitpunkt zwischen den verschiedenen Brenngasen. Das Diagramm enthält auch für diese Abgaskomponente den Grenzwert laut TA Luft und zusätzlich den Grenzwert laut DIN EN 676. Die TA Luft beschränkt den maximalen CO-Gehalt auf 50 mg/m³, während die EN 676 den Grenzwert bei 116 mg/m³ (100 mg/kWh) CO festsetzt. Die rechte Funktionsachse des Diagramms zeigt erneut die Abgastemperatur.

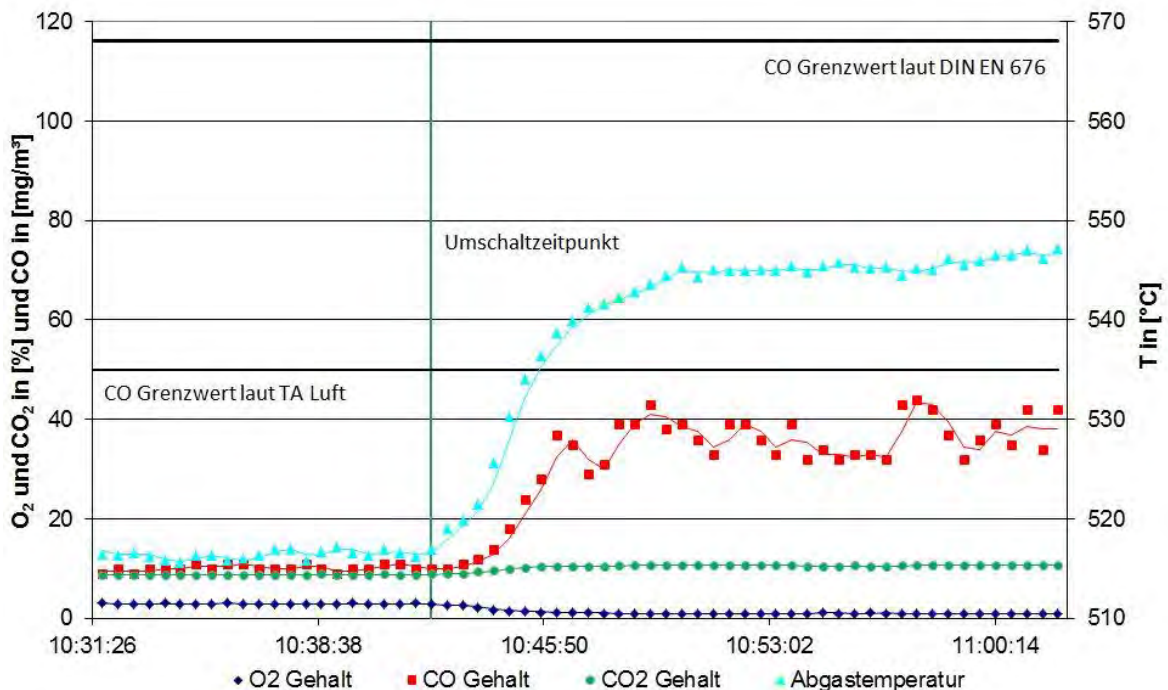


Abbildung 4-104: Verlauf der Abgaskomponenten CO, CO₂ und O₂ bei Änderung der Gasbeschaffenheit im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI; 3% O₂ im Abgas (1. Parallelversuch, 07.02.2013, Gas-Gebläsebrenner)

In der Abbildung 4-104 ist erkennbar, dass der CO-Gehalt während der Umstellung zum höherkalorischen Gas deutlich von 10 mg/m³ auf 40 mg/m³ ansteigt. Gegenläufig dazu verhält sich die Sauerstoffkonzentration, die von anfänglich 3 Vol.-% (Luftzahl 1,15) auf 1 Vol.-% (Luftzahl 1,05) absinkt.

Die Sauerstoffkonzentration sinkt, da das Gas H-Gas 3_DBI einen größeren Anteil höherer Kohlenwasserstoffe als das Gas H-Gas 1_DBI aufweist. Folglich benötigt es zur Verbrennung auch eine größere Menge Sauerstoff. So beträgt der Mindestluftbedarf für das Gas im Kennfeld links unten (H-Gas 1_DBI) nur 8,61 m³_{N(L)}/m³(B), während er am Punkt rechts oben (H-Gas 3_DBI) 11,14 m³_{N(L)}/m³(B) beträgt. Da die Luftzufuhr während des Versuches konstant bleibt, muss die O₂-Konzentration abnehmen. Gleichzeitig mit dem abnehmenden O₂-Gehalt und zunehmenden CO-Gehalt ändert sich auch der CO₂-Gehalt im Abgas. Er steigt von anfänglich 8,8 Vol.-% auf 10,6 Vol.-% an. Dieser Effekt basiert ebenfalls auf den größeren Kohlenwasserstoffanteil des höherkalorischen Brenngases H-Gas 3_DBI.

Der Anstieg des CO-Gehaltes ist auf die unvollständige Oxidation der kohlenstoffhaltigen Brenngasbestandteile zurückzuführen. Diese tritt in Folge der geringen O₂-Konzentration auf.

Durch den gesteigerten Heizwert und den gesenkten Luftüberschuss verbrennt das Gasgemisch H-Gas 3_DBI bei höheren Temperaturen als das Gemisch H-Gas 1_DBI.

Während der dargestellten Messung blieb der Gehalt an CO unterhalb des festgelegten Grenzwertes. Im Verlauf der Untersuchungen traten jedoch wiederholt deutliche Überschreitungen der beiden genannten Grenzwerte auf.

Durch die weitere Absenkung des Restsauerstoffgehalts im Abgas vor Beginn des Versuchsstarts auf 2,5 Vol.-% und 2 Vol.-% konnte für nahezu alle Brennräume die Überschreitung der Grenzwerte gezeigt werden. Im Anhang XIII sind weitere Verläufe aller CO-Messungen während des Gasbeschaffenheitswechsels aufgeführt. Diese gemessenen CO-Emissionen besaßen dabei zum Teil Größenordnungen von mehreren hundert bis tausend mg/m³. Eine so erhebliche Überschreitung des Grenzwertes stellt ein großes Sicherheitsproblem dar. Da CO brennbar ist, kann es im Brennraum und im Abgassystem durch zusätzlichen Lufteintrag zur plötzlichen Verpuffung oder Nachverbrennung des Gemisches kommen. Außerdem geht vom CO selbst Gefahr aus, falls dieses durch Undichtigkeiten aus der Anlage austritt. Kohlenmonoxid ist ein gefährliches Atemgift, welches den Sauerstofftransport im Blut verhindert.

In der nachfolgenden Abbildung 4-105 ist exemplarisch der Verlauf des CO-Gehaltes für drei verschiedene Restsauerstoffgehalte zu Messbeginn dargestellt. Dazu wurden am 13.02.2013 drei Messreihen nacheinander mit dem kleinen normgerechten Brennraum (an die Flammengröße angepasst) aufgenommen. Die drei verschiedenen Versuchsreihen sind dabei so übereinander gelegt, dass sie in ihrem Umschaltzeitpunkt übereinstimmen. Dieser ist erneut durch die senkrechte Linie gekennzeichnet. In der Darstellung wurden auch die bereits genannten CO-Grenzwerte als breite waagerechte Linien eingetragen.

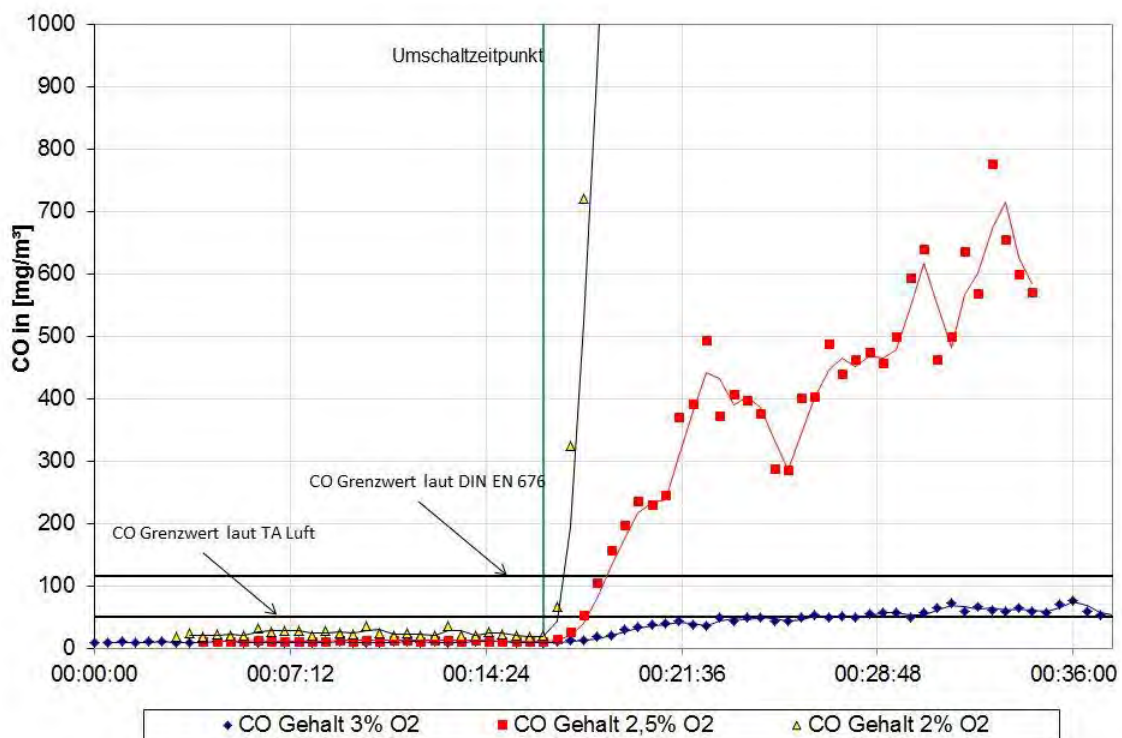


Abbildung 4-105: Verlauf der Abgaskomponente CO für 3 verschiedene Restsauerstoffgehalte (2 %, 2,5 %, 3 %) zu Messbeginn bei Änderung der Gasbeschaffenheit im Kennfeld von H-Gas 1_DBI nach H-Gas 3_DBI (3. Parallelversuch, 13.02.2013, Gas-Gebläsebrenner)

In der Abbildung 4-105 ist deutlich erkennbar, dass der CO-Gehalt, wie auch in dem zuvor betrachteten Diagrammen, während der Versuchsdurchführung steigt. Bereits für einen Restsauerstoffgehalt von 3 % zu Beginn der Messung wird der laut TA Luft zulässige Grenzbereich von 50 mg/m³ leicht überschritten. Durch die Reduzierung des O₂-Gehaltes im Abgas vor dem Umschalten, erhöht sich anschließend die CO-Freisetzung während der Versuchsdurchführung

stark. So war für die Messreihe ausgehend bei 2,5 % O₂ ein Anstieg der CO-Emissionen um den Faktor zehn auf über 500 mg/m³ messbar. Die Messwerte des CO-Gehaltes für den Versuch mit einem Restsauerstoffgehalt von 2 % zeigen einen noch steileren Anstieg. Die Gehalte an CO liegen außerhalb des Messbereiches, welcher Gehalte bis ca. 2000 mg/m³ umfasste.

Die Abgastemperaturen steigen beim stufenweisen Reduzieren der Ausgangsluftzahl ebenfalls an. Die Verringerung des Inertgasanteils im Brenngas/ Luft- Gemisch ist für diesen Temperaturanstieg verantwortlich. Die Verläufe der Temperaturen an den Messstellen Brennermund, Ofenraum und Abgasschacht sind in ähnlich vergleichenden Darstellungen dem Anhang XIII beigefügt.

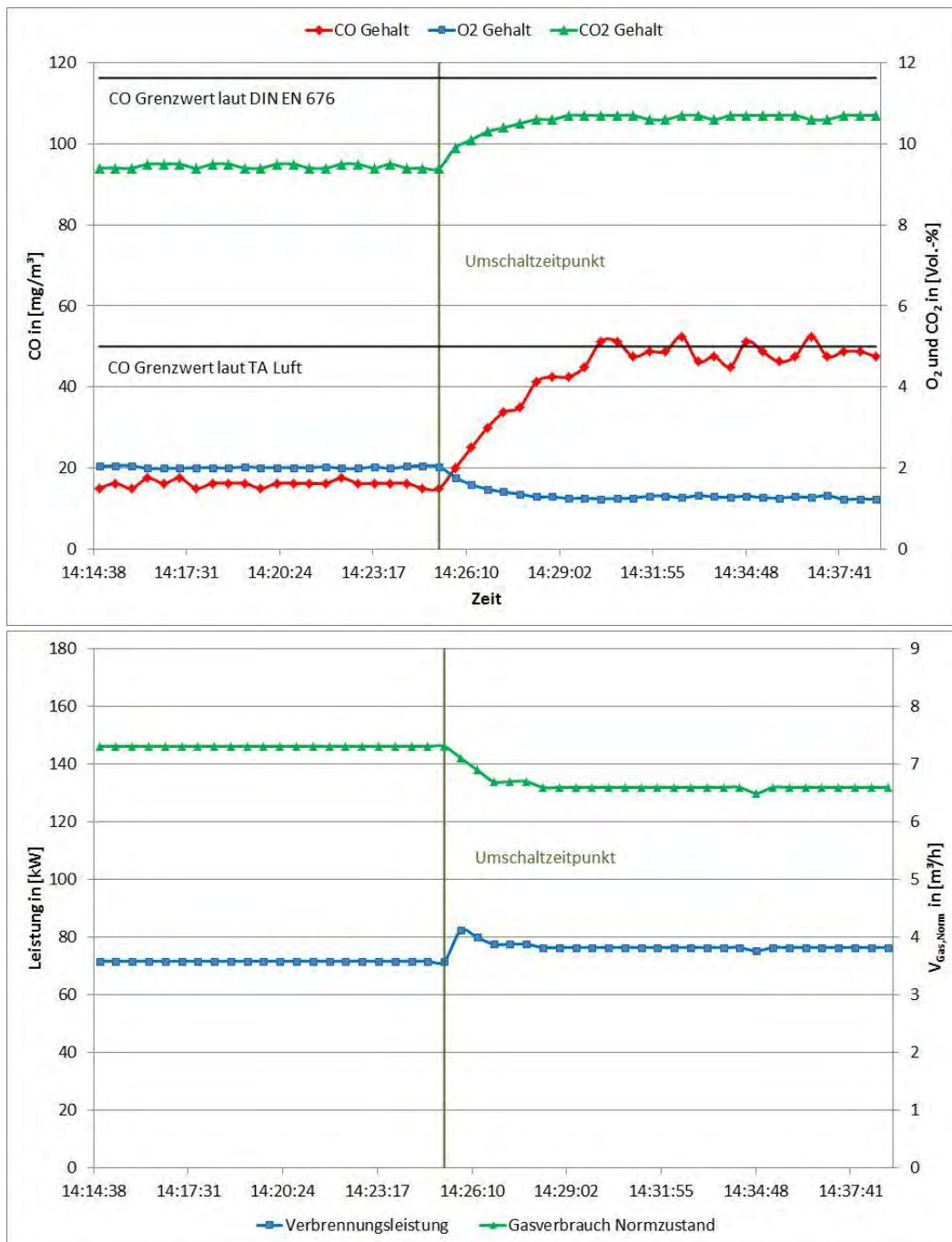


Abbildung 4-106: Wechsel von einem niederkalorischen H-Gas zu einem hochkalorischen H-Gas in einem ± 2 % Wobbe-Index-Band am DBI-Kesselprüfstand (Gas-Gebläsebrenner)

Der Sprung von der Gasbeschaffenheit H-Gas 1_DBI auf H-Gas 3_DBI stellt einen „worst case“ dar, der zwar durch das DVGW-Arbeitsblatt G 260 gedeckt ist, aber realistisch nicht zu erwarten ist. Der realistischere Fall ist in Abbildung 4-106 dargestellt. Für diesen Versuch wurde der gleiche Brenner mit Brenngasen beaufschlagt welche sich innerhalb des ± 2 % Wobbe-Index-Bandes um das Referenzgas H-Gas Ref._DBI vom niederkalorischen H-Gas 1-2%_DBI zum hochkalorischen H-Gas 3+2%_DBI bewegten. Auch in diesem Fall wurde der Brenner nach Effizienzkriterien auf das

niederkalorische Gas H-Gas 1-2%_DBI eingestellt mit $\lambda = 1,105$ und Rest-O₂ = 2,0 Vol-%. Selbst für diesen Fall werden die Grenzwerte der TA-Luft erreicht.

Aber nicht nur die Effekte, welche bei der Gasbeschaffenheitsänderung innerhalb des H-Gas-Kennfeldes der G 260 auftreten, sollten untersucht werden, sondern auch die Effekte, welche bei der reinen Wasserstoffeinspeisung entstehen.

Die Untersuchungen wurden analog zu den bereits beschriebenen Untersuchungen durchgeführt. Es wurden nun nur keine nieder- oder hochkalorische Erdgase verwendet, sondern dem Grundgas (H-Gas Ref._DBI) wurde stufenweise bzw. sprunghaft Wasserstoff zugemischt.

Durch die Erhöhung des H₂-Anteils im Erdgas sanken in der Regel alle gemessenen Temperaturen, bis auf die Temperatur am Brennermund. Diese zeigte für die verschiedenen untersuchten Brennräume abweichende Verläufe. Darauf wird in den nachfolgenden Ausführungen ausführlicher eingegangen. Die Konzentrationen der Abgaskomponenten hingegen verhielten sich für alle durchgeführten Versuche ähnlich. So stieg die O₂-Konzentration an, während die Gehalte an CO und CO₂ sanken. Die Gehalte an NO und NO₂ im Abgas blieben während der Wasserstoffzumischung unverändert. Bei Betrachtung der Flammenbilder während der Übergänge fielen die Abnahme der Strahlungsintensität und die Änderung der Flammenstruktur auf.

Wegen der ähnlichen Messergebnisse für die verschiedenen Versuchsanordnungen kann die Versuchsauswertung wieder beispielhaft anhand der Daten einzelner Messreihen erfolgen.

Leistungsverlauf

Die Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas hat Änderungen der verbrennungstechnischen Kennwerte zur Folge, da sich die Eigenschaften des H₂ deutlich von denen des Erdgases unterscheiden. Durch den geringeren Heizwert ist so z. B. mit steigendem H₂-Gehalt eine Reduzierung der Verbrennungsleistung zu erwarten. Während der Versuchsdurchführung fand wiederum keine Änderung der Luft- oder Brenngaszufuhr statt. Anhand der während der Wasserstoffzumischung am 04.02.2013 gemessenen Daten wird nachfolgend die Leistungsänderung betrachtet. Zu der dargestellten Messung fand das kleine Prüfflammrohr PFR 300 (normgerechter Brennraum für 100kW-Gebläsebrenner) mit dem großen Brennraum Verwendung. Die folgende Abbildung 4-107 zeigt die zeitlichen Verläufe der Verbrennungsleistung (Heizwert multipliziert mit dem Normvolumenstrom des Brenngases) und des abgeführten Wärmestroms (Vom Kühlkreislauf des Prüfstandes aufgenommene Wärme: errechnet nach $Q = m \cdot c_p \cdot \Delta t$). Zusätzlich dazu ist auf der rechten Funktionsachse der zugeführte Brenngasvolumenstrom im Normzustand aufgetragen. Die Gasgemische der stufenweisen Wasserstoffzumischung sind durch die senkrechten Linien gegeneinander abgegrenzt.

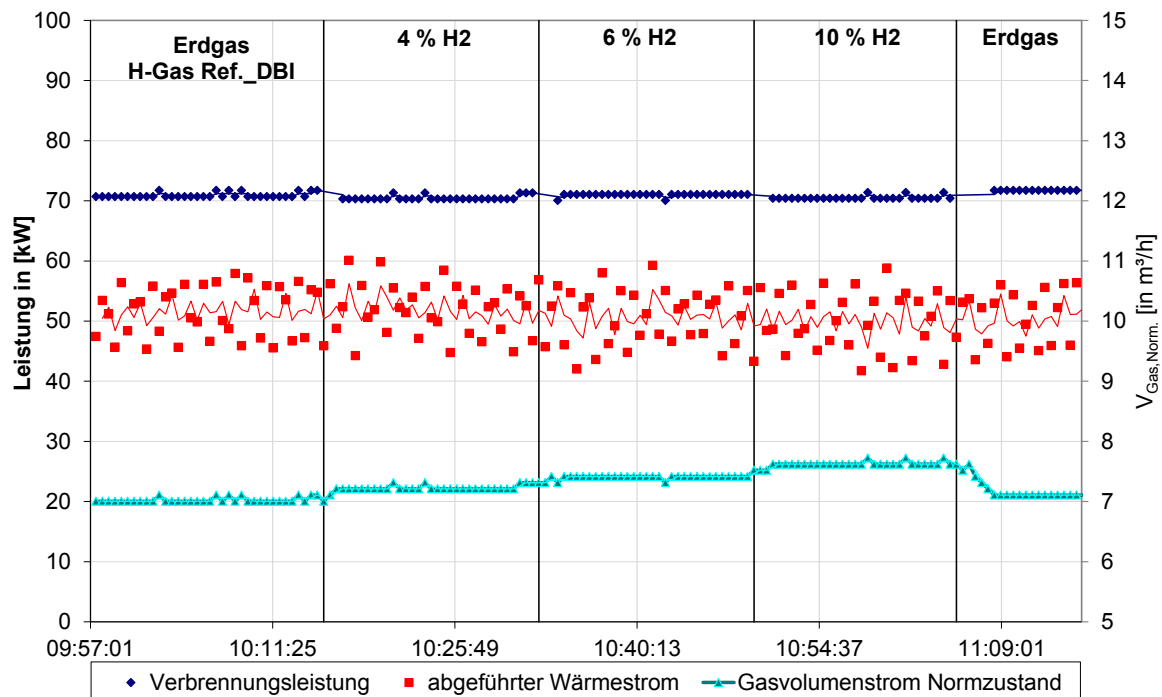


Abbildung 4-107: Verlauf der Verbrennungsleistung, des abgeführten Wärmestroms und des Gasvolumenstroms im Normzustand bei stufenweiser (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.-%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas (04.02.2013), 3 % O₂-Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI.

Der ansteigende H₂-Anteil im Brenngas führt zur Reduzierung des Heizwertes. An der abgegebenen Verbrennungsleistung ist jedoch fast kein Absinken erkennbar. Der Grund dafür ist, dass sich mit zunehmendem Wasserstoffanteil im Brenngas der verbrauchte Gasvolumenstrom erhöht. Dieser Anstieg der geförderten Menge gleicht den reduzierten Heizwert aus. Dabei wird der erhöhte Gasdurchsatz durch die geringere Dichte des wasserstoffreichen Gases hervorgerufen. Die Beeinflussung des abgeführten Wärmestroms ist hier nur minimal zu beobachten. Sie befindet sich im Bereich einzelner Kelvin. Ein wesentlicher Faktor bei derartigen Betrachtungen ist die Trägheit des jeweils untersuchten Systems. In den vorliegenden Untersuchungen handelt es sich um ein kleines aber trotzdem mit einer gewissen Trägheit versehenes System.

Temperaturverläufe

Anhand der am 04.02.2013 durchgeführten Untersuchungen zur stufenweisen Zumischung von 4 Vol.-%, 6 Vol.-% und 10 Vol.-% H₂ zum Erdgas (H-Gas Ref._DBI) wird der Einfluss des Wasserstoffanteils auf die Temperaturen ausgewertet. Dazu kam der normgerechte (große) Brennraum des PFR 300 zum Einsatz. In der Abbildung 4-108 sind die zeitlichen Verläufe der gemessenen Temperaturen am Brennermund, im Ofenraum und im Abgas aufgetragen.

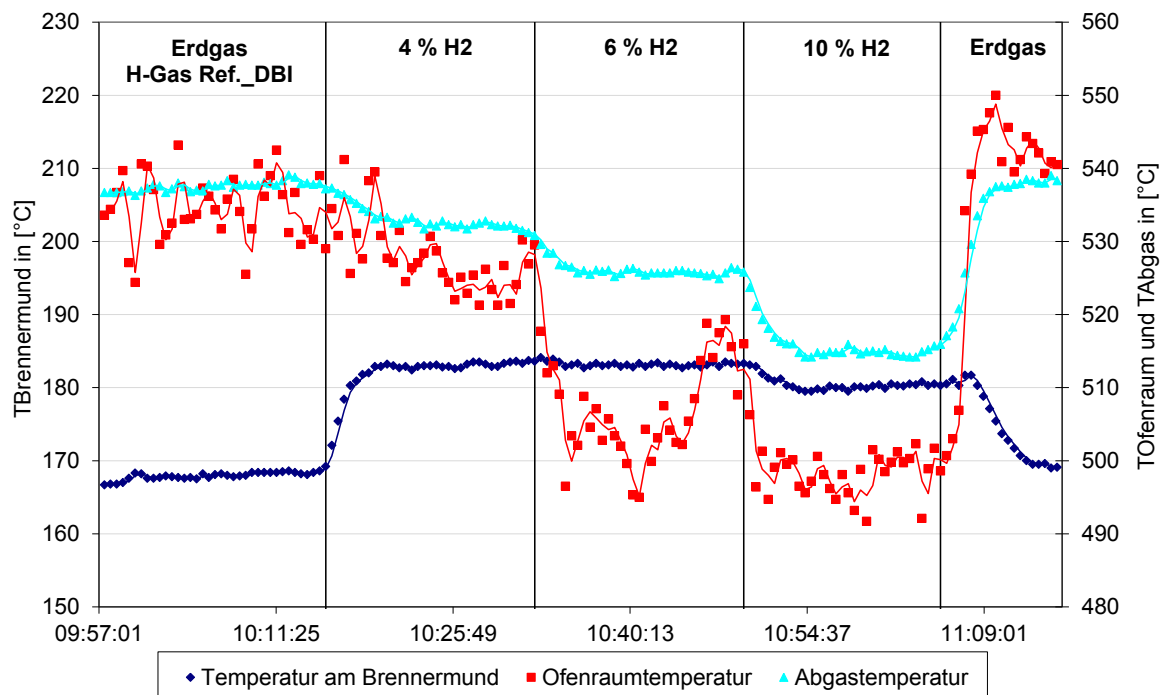


Abbildung 4-108: Verlauf der Temperaturen am Brennermund, im Ofenraum und im Abgas bei stufenweiser (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.-%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas (3 % O₂-Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI)

An den beiden Temperaturverläufen der Ofenraum- und Abgastemperatur ist ein stufenweises Absinken der Werte mit zunehmendem Wasserstoffgehalt erkennbar. Beide Temperaturen liegen zu Beginn der Untersuchungen, während des Erdgasbetriebs, auf einem ähnlichen Niveau. Die Abgastemperatur verläuft annähernd konstant bei 537 °C während die Ofenraumtemperatur im Bereich von 525 °C bis 545 °C schwankt. Im Durchschnitt beträgt die Temperatur im Ofenraum 535 °C. Nach den Umstellungen auf die Gemische mit 4 Vol.-% H₂, 6 Vol.-% H₂ und 10 Vol.-% H₂ fällt die Ofenraumtemperatur auf unter 500 °C, während die Abgastemperatur in geringerem Maß auf 515 °C absinkt. Durch die Umstellung zurück auf Erdgas steigen beide Temperaturen auf ein konstantes Niveau geringfügig oberhalb der Ausgangswerte an. Bei der Ofenraumtemperatur ist außerdem ein kurzes „Überschwingen“ um 10 K über den Endwert zu beobachten. Dieses tritt zu Beginn der Umstellung zurück zum Erdgas auf.

Der Verlauf der Temperatur am Brennermund verhält sich anders als die zwei zuvor beschriebenen Verläufe. Während der Zumischung von 4 Vol.-% Wasserstoff steigt die Temperatur von 168 °C auf 183 °C an. Durch die weitere Zugabe von H₂ erhöht sich diese Temperatur nicht weiter. Für die Zumischung von 10 Vol.-% H₂ war ein leichter Temperaturabfall um 3 K im Vergleich zur 6 Vol.-% Mischung beobachtbar. Während der Versuche mit der stufenweisen Wasserstoffzumischung ergaben sich für die verschiedenen Brennräume Unterschiede im Verlauf der gemessenen Temperatur am Brennermund. Darauf soll im Weiteren noch eingegangen werden.

Zur Überprüfung der eben ermittelten Tendenzen sind in der Abbildung 4-109 die Temperaturverläufe (Temperaturen Brennermund, Ofenraum, Abgas) für die Umstellung auf ein Gemisch mit einem Wasserstoffanteil von 16,7 Vol.-% (sprunghaft) dargestellt. Der Bereich mit maximaler Wasserstoffzumischung ist erneut durch die senkrechten Linien vom Freiburger Erdgas

(H-Gas Ref._DBI) abgetrennt. Als Messpunkte dienen die in dem normgerechten (großen) Brennraum des PFR 300 ermittelten Daten vom 06.02.2013.

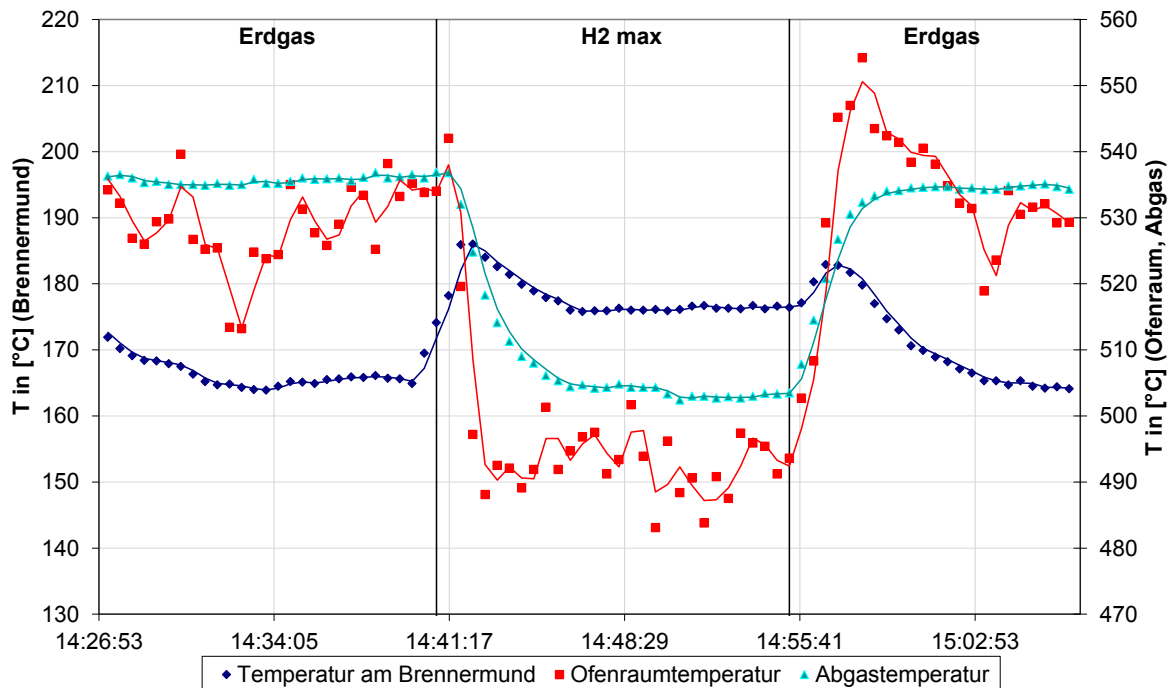


Abbildung 4-109: Verlauf der Temperaturen am Brennermund, im Ofenraum und im Abgas bei sprunghafter (16,7 Vol.%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas (3 % O₂-Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI). Erdgas = H-Gas Ref._DBI

Entsprechend der vorangegangenen Ausführungen sinken die Ofenraumtemperatur und die Abgastemperatur unter das Niveau der 10 Vol.-% Zumischung (Abbildung 4-108). Auch die Temperatur am Brennermund stellt sich wie vermutet nach kurzem „Überschwingen“ für das Gas mit 16,7 Vol.-% H₂ auf einen Wert zwischen der 10 Vol.-% H₂-Zumischung und Erdgas ein. Die Temperaturverläufe für die sprunghafte Umstellung auf ein Gemisch mit 16,7 Vol.-% H₂ bestätigen also die Trends der stufenweisen Zumischung. Aus diesem Grund gelten die im folgenden Abschnitt ausgeführten Erläuterungen der Temperaturverläufe analog für beide Diagramme.

Der Temperaturabfall der Ofenraum- und Abgastemperatur wurde durch den sinkenden Heizwert verursacht, der mit dem steigenden Wasserstoffanteil einhergeht. Während das in Freiberg anliegende Erdgas einen durchschnittlichen Heizwert von 10,106 kWh/m³ besitzt, liegt dieser bei reinem Wasserstoff nur bei 2,995 kWh/m³. Der verringerte volumenbezogene Wärmeeintrag in den Brennraum bewirkt die Herabsetzung der Verbrennungstemperaturen, die sich im Verlauf von Ofenraum- und Abgastemperatur widerspiegeln. Der erhöhte Wasserstoffanteil führt außerdem zu einem Rückgang des Mindestluftbedarfs. Dadurch steigt der Inertgasanteil im Brennraum, was die zusätzliche Abkühlung des Brennraums, also auch der Ofenraum- und Abgastemperatur, zur Folge hat.

Die Flammen von wasserstoffreichen Brenngasen zeichnen sich im Allgemeinen durch eine geringe Gasstrahlung im Vergleich zu kohlenwasserstoffreichen Gasen aus [4.31]. Die Ursache sind die

verringerten Gehalte an CO₂ und H₂O im Abgas. Dadurch sinkt die messbare Temperatur in einiger Entfernung zur Flamme ab, was auch Einfluss auf die betrachteten Messdaten hat.

Ein weiterer Einfluss der Wasserstoffzumischung liegt in der Erhöhung der Verbrennungsgeschwindigkeit. Die Folge davon ist das Annähern des Flammsitzes mit zunehmendem H₂-Anteil an den Brennermund. Die Wärmefreisetzung der Verbrennung findet also näher am Brenner statt. Als Resultat steigt die thermische Belastung am Brenner. Der Temperaturanstieg am Brennermund während des Übergangs von 0 Vol.-% auf 4 Vol.-% H₂ veranschaulicht diesen Einfluss gut. Trotz des weiter auf 6 Vol.-% erhöhten H₂-Anteils und damit auch der weiteren Annäherung der Flamme an den Brennermund steigt die dort gemessene Temperatur nicht weiter an. Hier kommt es zur Überlagerung und zur gegenseitigen Aufhebung der Auswirkungen von verringertem Heizwert, verringerter Gasstrahlung und dem Annähern der Flamme an den Brennermund. Bei weiterer Anhebung des Wasserstoffanteils auf 10 Vol.-% steigen die Einflüsse des sinkenden Wärmeeintrags und der reduzierten Gasstrahlung. Die am Brennermund gemessene Temperatur sinkt deshalb beim Übergang von 6 Vol.-% auf 10 Vol.-% leicht ab. Die sprunghafte H₂-Zugabe folgt diesem Trend ebenfalls. Hier stellt sich durch die maximale Wasserstoffzugabe eine geringere Temperatur am Brennermund ein als für die 10 Vol.-% Zumischung. Dennoch konnte für die maximale Wasserstoffzugabe ein Anstieg der Temperatur von 166 °C auf 177 °C gemessen werden.

Zu beachten ist aber auch das leichte Überschwingen bei entsprechenden Beschaffenheitswechseln. Einzelne Fälle stellen mit Sicherheit kein Problem dar. Sollten die Beschaffenheitswechsel sehr häufig auftreten, treten auch erhöhte Belastungen am Brenner auf. Hier sind eventuelle Langzeitfolgen zu beachten.

Wie bereits erwähnt, stellten sich für verschiedene verwendete Brennräume auch unterschiedliche Verläufe der Temperatur am Brennermund ein. Diese Messstelle war allen Brennräumen gemein.

Die Abbildung 4-110 dient zur besseren Gegenüberstellung der am Brennermund gemessenen Temperaturen. Für die Brennräume

- PFR 500 kleiner Brennraum (Rückwand komplett reingefahren)
- PFR 300 großer Brennraum (normgerecht, Rückwand komplett rausgefahren)
- PFR 300 kleiner Brennraum (Rückwand komplett reingefahren)

wurden die stufenweise (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.-%) Wasserstoffzumischung durchgeführt. Die senkrechten Linien markieren die Umstellungszeitpunkte zwischen den verschiedenen Brenngasgemischen. Damit alle drei Kurven dieselben zeitlichen Abstände für die verschiedenen Gemische aufweisen, wurden für den Betrieb mit einem konstanten Gas jeweils die Mittelwerte der gemessenen Temperaturen gebildet. Die Darstellung zeigt also den Verlauf der mittleren gemessenen Temperaturen während der stufenweisen Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas.

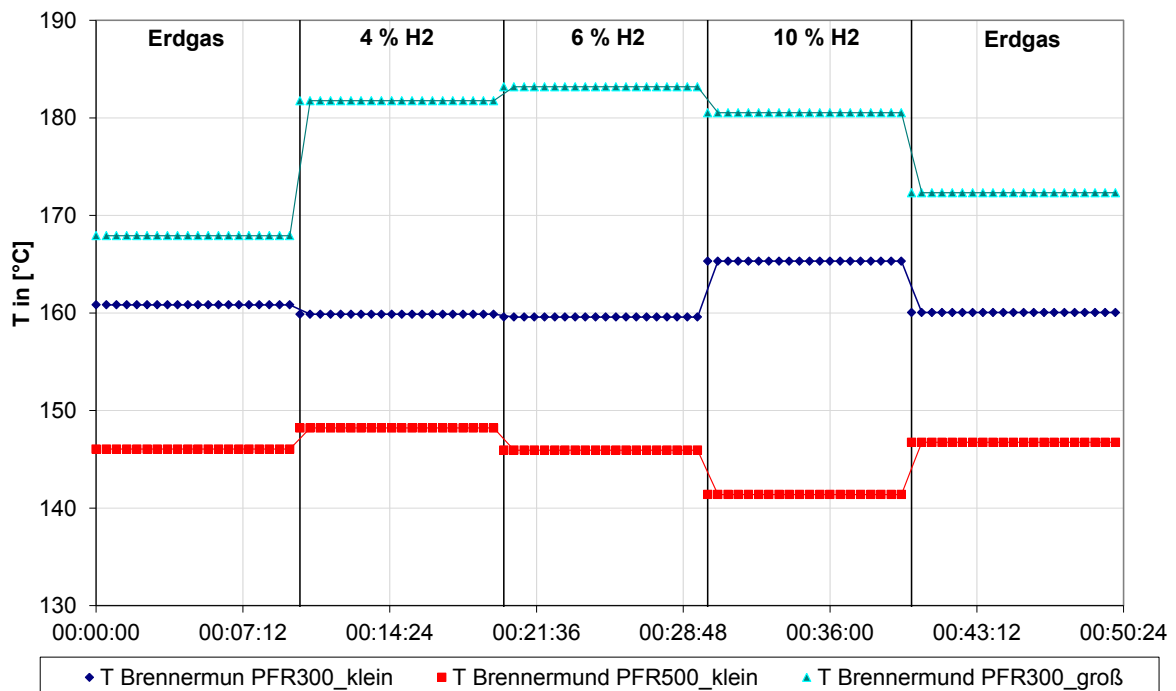


Abbildung 4-110: Verlauf der Temperatur am Brennermund für drei verschiedene Brennräume bei der stufenweisen (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.-%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas, Erdgas H-Gas Ref._DBI (3 % O₂-Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI). Erdgas = H-Gas Ref._DBI.

Am großen Prüfflammrohr mit dem kleinen Brennraum am PFR 500 ist mit dem Beginn der Wasserstoffzumischung von 4 Vol.-% ein geringerer Temperaturanstieg zu verzeichnen als beim großen Brennraum am PFR 300. Hier setzt das Absinken der gemessenen Temperatur schon mit der Zumischung von 6 Vol.-% H₂ ein. Durch die Erhöhung des Wasserstoffanteils auf 10 Vol.-% sinkt die Temperatur am Brennermund sogar unter das Ausgangsniveau. Die Umstellung auf Freiburger Erdgas bewirkt den Wiederanstieg der Temperatur auf den Anfangszustand.

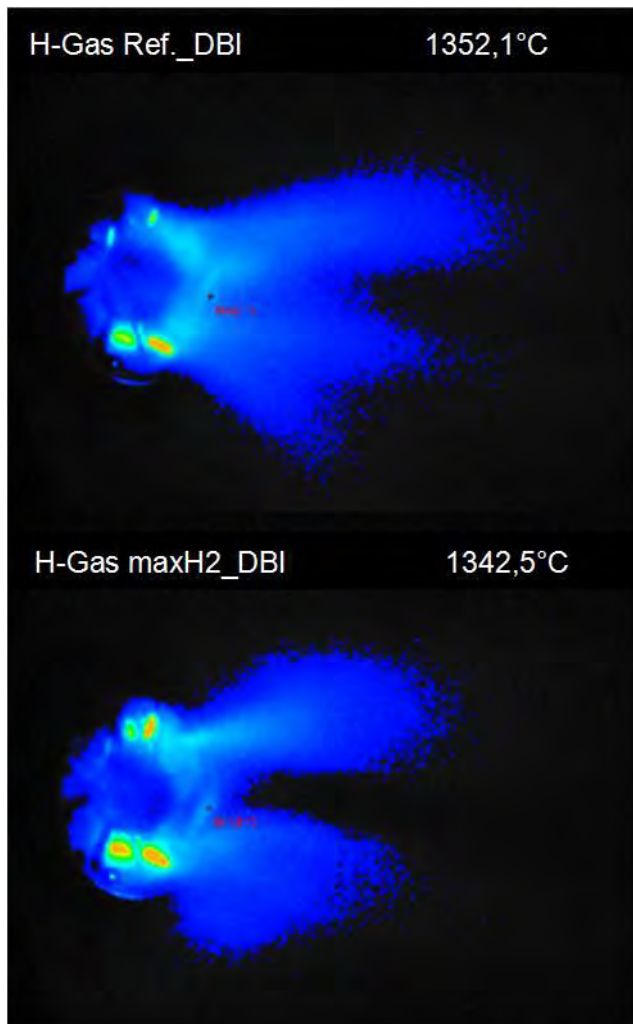
Am kleinsten Brennraum sinkt die Temperatur, anders als für die Brennräume zwei und drei mit beginnender Wasserstoffzumischung zunächst leicht ab. Auch die Erhöhung des Wasserstoffanteils auf 6 Vol.-% führt zu einer weiteren geringen Abnahme der Temperatur am Brennermund. Durch die Erhöhung des H₂-Gehaltes im Brenngas auf 10 Vol.-% tritt für diesen kleinen Brennraum, entgegen den Verläufen für die beiden anderen Brennräume, ein deutlicher Temperaturanstieg auf. Nach dem Umstellen auf Erdgas fällt die Temperatur wieder auf das Ausgangsniveau zurück.

Die Einflüsse der Wasserstoffzumischung auf die Verbrennung liegen wie bereits erwähnt in der Erhöhung der Verbrennungsgeschwindigkeit sowie der Verringerung des Heizwertes und der von der Flamme emittierten Gasstrahlung. Für die einzelnen Brennraumgrößen überlagern sich diese Auswirkungen in unterschiedlichem Maß, sodass die gemessenen Temperaturen auf verschiedene Weise beeinflusst werden. Im Ergebnis dieser Untersuchungen stellt neben der Gaszusammensetzung auch der verwendete Brennraum bzw. das Verhältnis von Flamme zu Brennraum einen Einflussfaktor für die thermische Belastung am Brenner (Brennermund) dar.

Flammenintensität und Flammenstruktur

In den Falschfarbendarstellungen der Flammenbilder im sichtbaren Wellenlängenbereich (Abbildung 4-111) sind Aufnahmen der Flammen für die verschiedenen Wasserstoffgemische während eines Versuchs abgebildet. Die Flammenaufnahmen mit dem optischen Diagnosesystem OPTISOS im sichtbaren Wellenlängenbereich zeigen exemplarisch die Flamme während der am 07.02.2013 durchgeführten Untersuchung mit dem großen Brennraum PFR 300 (normgerecht). Die mit der UV-Sonde aufgenommenen Bilder zeigen die Flamme während der am 05.12.2012 stattgefundenen Versuche am kleinen Brennraum des PFR 500 (Abbildung 4-112).

Die dargestellten Flammenbilder der OPTISOS-Sonde in Falschfarbenoptik umfassen eine Aufnahme im Erdgasbetrieb (H-Gas Ref._DBI) sowie eine während des Betriebes mit 16,7 Vol.-% H₂ (H-Gas maxH2_DBI).



Die optischen Flammendiagnosen im sichtbaren Wellenlängenbereich lassen beim Brennerbetrieb mit maximalem Wasserstoffanteil einerseits einen Abfall der Strahlungsintensität der Flamme erkennen. Die unterschiedlichen Temperaturanzeigen von 1352,1 °C für Erdgas und 1342,5 °C für das Gemisch mit 16,7 Vol.-% H₂ verdeutlichen diesen Trend. Die Tendenz ist hier entscheidend, nicht der Absolutwert.

Besonders gut ist der Intensitätsverlauf der Strahlung bei dem Vergleich der grünblau eingefärbten Flammenbereiche erkennbar. Dieser umfasst für Erdgas einen größeren Bereich als für das Wasserstoffgemisch. Damit bestätigen die Flammenaufnahmen die gemessene Abnahme der Verbrennungstemperaturen.

Anhand der optischen Diagnosen ist andererseits die Erwärmung des Brennermundes mit steigendem H₂-Anteil gut erkennbar. Besonders die orange gefärbten Bereiche am Brennermund nehmen während des Wechsels von H-Gas Ref._DBI auf das Erdgas-Wasserstoffgemisch sichtbar zu.

Abbildung 4-111: Falschfarbenbilder der Flammen im sichtbaren Wellenlängenbereich (400-800 nm) mit H-Gas Ref._DBI (oben) und einem Gasgemisch mit 16,7 Vol.-% H₂ (unten). Aufnahme OPTISOS. 3 % O₂-Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI.

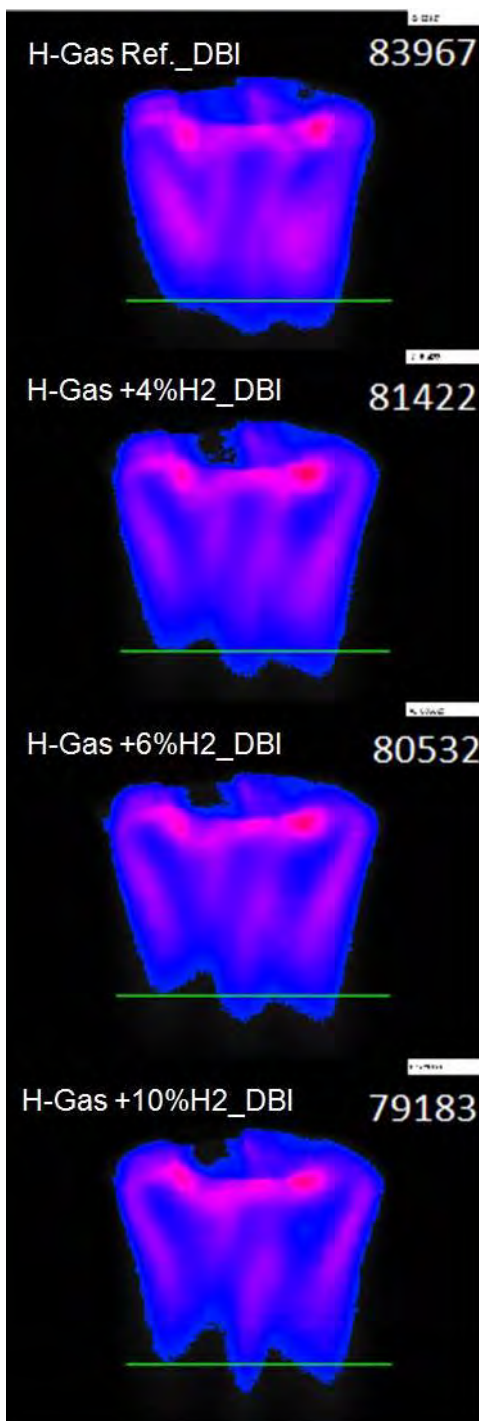


Abbildung 4-112: Falschfarbenbilder der Brennerflamme im UV- Wellenlängenbereich mit Erdgas (oben), Gasgemische mit 4 Vol.-% H₂ (zweites), 6 Vol.-% H₂ (drittes), 10 Vol.-% H₂ (viertes). 3 % O₂-Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI

Die UV-Flammenanalysen zur Detektierung der Verbrennungsradikale (s. o.) zeigen von oben nach unten die Flamme im Erdgasbetrieb, mit 4 Vol.-% H₂, mit 6 Vol.-% H₂ und mit 10 Vol.-% H₂ (Abbildung 4-111). Zum Vergleich der Flammenlängen der einzelnen Brenngasgemische enthalten die Flammenbilder eine waagerechte Linie im Bereich der Flammenspitze. Außerdem sind die jeweiligen Gasgemische gekennzeichnet. Jeweils rechts oben ist die Strahlungsintensität (Flächenintegral) angezeigt.

Die Aufnahmen der UV-Sonde lassen deutliche Unterschiede in der Flammenstruktur beim Betrieb mit Erdgas und mit wasserstoffreichem Mischgas erkennen. So wirkt die Flamme mit zunehmendem H₂-Anteil strähniger als mit reinem Erdgas. Außerdem fällt beim Vergleich der Bilder auf, dass die Strahlungsintensität mit zunehmendem Wasserstoffanteil insgesamt abnimmt. Dies wird durch die Intensitätskennzahlen bestätigt. Die Absenkung des Heizwertes hat hier entscheidenden Einfluss auf die Anzahl an OH-Verbrennungsradikalen in der Flamme.

Trotzdem fällt auf, dass die roten Flammenbereiche nahe am Brennermund mit zunehmendem H₂-Gehalt intensiver gefärbt sind. Die UV-Flammenbilder bestätigen deshalb die Theorie der heranrückenden Reaktionsfront an den Brennermund, die zur Erhöhung der gemessenen Temperatur am Brennermund führt.

Der Vergleich von Erdgas- und Gemischflamme lässt bei dem wasserstoffreichen Gemisch eine größere Flammenlänge vermuten. Die drei Stränge der hohlen Flamme mit 10 Vol.-% H₂ reichen geringfügig weiter über die Orientierungslinie hinaus als die Flammenfront im Erdgasbetrieb.

Trotzdem zeigten die optischen Flammenanalysen im sichtbaren Wellenlängenbereich und im UV-Bereich bei Wasserstoffzumischung bis 16,7 Vol.-% bei den Industriekesselversuchen keine verbrennungstechnisch bedenklichen Zustände auf.

Abgasmessung

Neben den betrachteten Temperaturverläufen fand auch die Überwachung der Abgaskomponenten während der Versuche mit Wasserstoffzumischung statt. Zur Veranschaulichung sind in der Abbildung 4-113 die zeitlichen Verläufe der Gehalte an NO und NO₂ vom 04.02.2013 aufgetragen. An diesem Versuchstag erfolgte der Betrieb des Brenners am kleinen Prüfflammrohr PFR 300 mit großen (normgerechten) Brennraum. Um die Messwerte besser einordnen zu können enthält die Darstellung Abbildung 4-113 den Grenzwert für die Summe von NO und NO₂ laut der TA Luft. Er ist durch die breite waagerechte Linie gekennzeichnet und beträgt 100 mg/m³ NO_x. Zur Vollständigkeit enthält die Darstellung den Verlauf der Abgastemperatur auf der rechten Funktionsachse. Die Bereiche mit unterschiedlichen Wasserstoffanteilen sind durch die senkrechten schwarzen Linien voneinander getrennt.

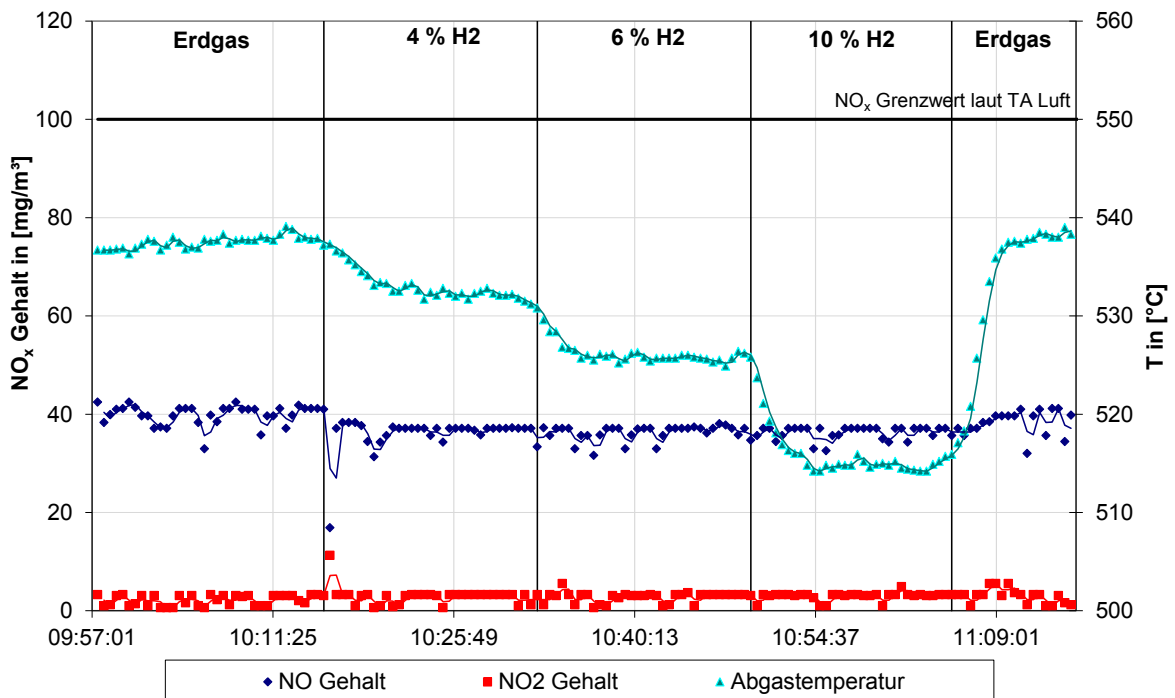


Abbildung 4-113: Verlauf der Abgaskomponenten NO und NO₂ bei stufenweiser (4 Vol.-%, 6 Vol.-%, 10 Vol.-%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas. 3 % O₂-Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI

Anhand des zeitlichen Verlaufs beider Schadstoffgehalte ist der geringe Einfluss der Wasserstoffzugabe auf die NO_x-Bildung erkennbar. Lediglich für den Übergang von H-Gas Ref._DBI auf das Gemisch mit 4 Vol.-% H₂ ist ein leichter Rückgang des NO-Gehaltes von anfänglich 40 mg/m³ um wenige mg/m³ erkennbar. Dieses Absinken ist wahrscheinlich auf die verringerte Verbrennungstemperatur und der damit verbundenen reduzierten thermischen NO-Bildung zurückzuführen. Durch das Zurückstellen auf H-Gas Ref._DBI steigt die NO-Konzentration wieder auf den Anfangswert zurück. Insgesamt liegt die Summe aus NO und NO₂ während des gesamten Versuchsablaufs deutlich unterhalb des vorgeschriebenen NO_x-Grenzwerts. Alle durchgeführten Messungen mit Wasserstoffzugabe ergaben, dass die NO_x-Gehalte im Abgas diesem geringen Einfluss unterlagen.

Neben den Stickoxiden fand auch die Messung der Gehalte an O₂, CO und CO₂ im Abgas statt. Die nachfolgende Abbildung 4-114 umfasst dazu den zeitlichen Verlauf dieser Komponenten während der Wasserstoffzumischung. Außerdem ist der Verlauf der Abgastemperatur auf der rechten Funktionsachse aufgetragen. Zusätzlich ist der Grenzwert für Kohlenmonoxid als breite waagerechte Linie im Diagramm dargestellt. Die Bereiche mit unterschiedlichem Wasserstoffanteil im Brenngas sind durch die senkrechten Linien voneinander abgegrenzt.

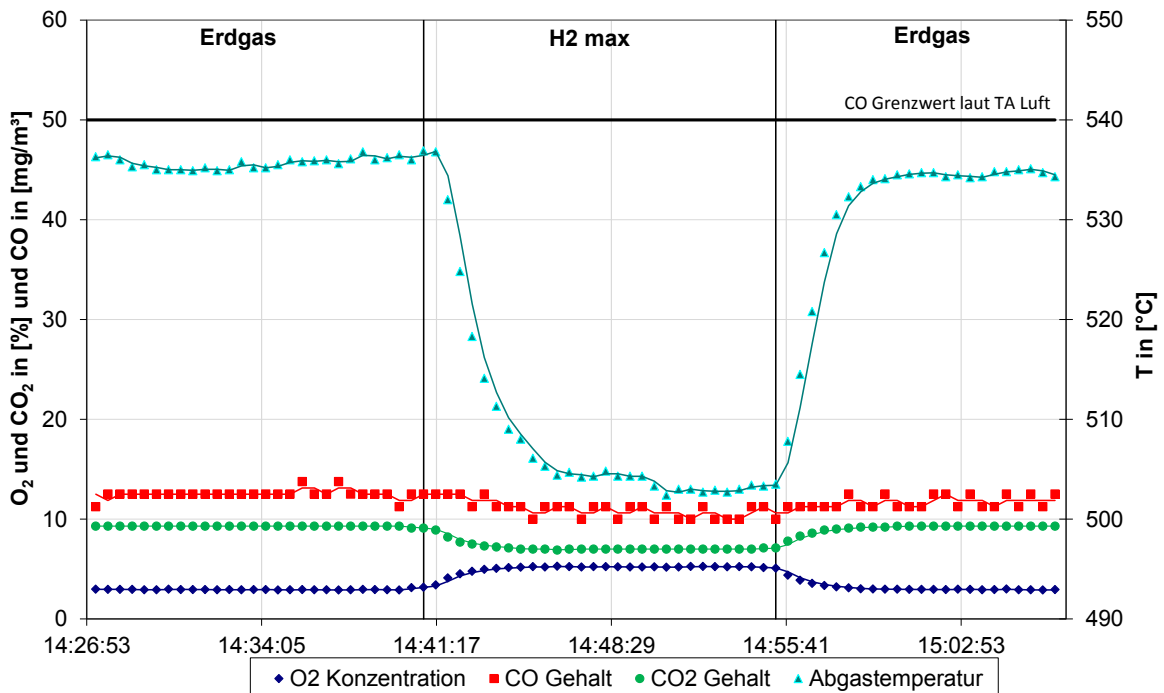


Abbildung 4-114: Verlauf der Abgaskomponenten CO, CO₂ und O₂ bei sprunghafter (16,7 Vol.-%) Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas (3 % O₂-Gehalt für Ausgangszustand H-Gas Ref._DBI)

Die Verläufe der Komponenten O₂, CO und CO₂ werden durch die sprunghafte H₂-Zumischung zum Brenngas nur in geringem Maß beeinflusst. Während der Sauerstoffgehalt von anfänglich 3 % (Luftzahl 1,15) auf über 5 % (Luftzahl 1,3) ansteigt, ist für die Komponente CO₂ erwartungsgemäß das Absinken von 10 % auf 8 % zu verzeichnen. Im gleichen Zeitraum bleibt der Gehalt an CO unverändert und schwankt zwischen 11 mg/m³ und 12 mg/m³.

Die Verläufe von O₂ und CO₂ resultieren aus dem Absinken des Anteils an Kohlenwasserstoffen, der mit einer Erhöhung des Wasserstoffanteils im Brenngas einhergeht. Diese Änderung in der Zusammensetzung bewirkt die Verringerung des Mindestluftbedarfs von 9,64 m³_{N(L)}/m³(B) bei Erdgas auf 8,43 m³_{N(L)}/m³(B) für das Gasgemisch mit maximalem H₂-Gehalt. Der CO-Gehalt liegt bei allen durchgeführten Versuchen zur Wasserstoffzumischung deutlich unterhalb der vorgeschriebenen Grenzwerte. Das bedeutet, dass für die untersuchte Wasserstoffzumischung eine unvollständige Verbrennung in Folge von Sauerstoffmangel nicht auftrat.

Weitere Untersuchungsergebnisse für die Industrierversuche mit dem Gebläsebrenner sind in Anhang XIII zusammengestellt.

4.2.4.1.2.5 Experimentelle Untersuchungen des Brennwertkessels – Industriekesseltyp 2

In der 3. Messreihe wurde als Industriekesseltyp 2 ein Brennwertkessel untersucht (siehe Anhang IX; schematischer Aufbau und Fotos des Aufbaus und des Brenners). Auch dieses Gerät hat einen Leistungsbereich bis 100 kW. Im Gegensatz zum Industriekesseltyp 1 handelt es sich hier um ein eigenständiges Gerät. Der verbaute Flächenbrenner ist bereits in einen dafür optimierten Brennraum integriert. Der Kessel ist auf G20 eingestellt und wurde analog zum Industriekesseltyp 1 messtechnisch überwacht. Die Positionierung der Temperaturfühler im Brennraum gestaltete sich hier etwas komplizierter, da es sich um ein einsatzbereites Gerät vom Hersteller handelte und somit keine Öffnungen für eventuelle Messtechnik vorgesehen waren. Die Temperatur am Brennermund wurde bei diesen Versuchen durch die Messung der Temperatur in der Isothermen (parallel zur Oberfläche in der Mitte des Flächenbrenners) bestimmt. Um keine weitere Bezeichnung einzuführen wird diese aber weiter als „Temperatur Brennermund“ bezeichnet. Aus den konstruktiven Gegebenheiten des Brenners und des Brennraumes ergab sich als 2. Temperaturmessstelle ein Punkt genau 1 cm von der Brennermatrix entfernt. Es konnte so an einem definierten Punkt die Temperatur gemessen werden. Zusammen mit der Temperatur-messstelle in der Isothermen ließ dies später Rückschlüsse auf die Flammenposition zu. Da dieser Kessel den Brennwert des eingesetzten Brenngases nutzt, war die Messung der Abgastemperatur wenig aussagekräftig. Aus diesem Grund wurde eine dritte Messstelle direkt über dem Wärmeübertrager installiert. Man kann so die Brennraumtemperatur in der Nähe möglichen Wärmegutes oder eben der Wärmesenke ermitteln. (siehe dazu auch Abbildungen im Anhang IX und 14). Die Lage der Thermoelemente geht aus Abbildung A IX-8 (Anhang IX) hervor.

Die optischen Flammenuntersuchungen konnten mit einer speziellen 8 mm-Sensorik des optischen Diagnosesystems OPTISOS (sichtbarer Wellenlängenbereich) durchgeführt werden. Das Schauglas im Brennraum ermöglichte einen direkten Blick im 90° Winkel auf die Brennermatrix. Durch dieses Schauglas wurde allerdings der Blick auf die Flamme leicht verdunkelt, was spätere Auswertungen erschwerte. Die Abbildung 4-115 zeigt ein Beispiel der optischen Flammenuntersuchung für H-Gas 1_DBI und H-Gas 3_DBI.

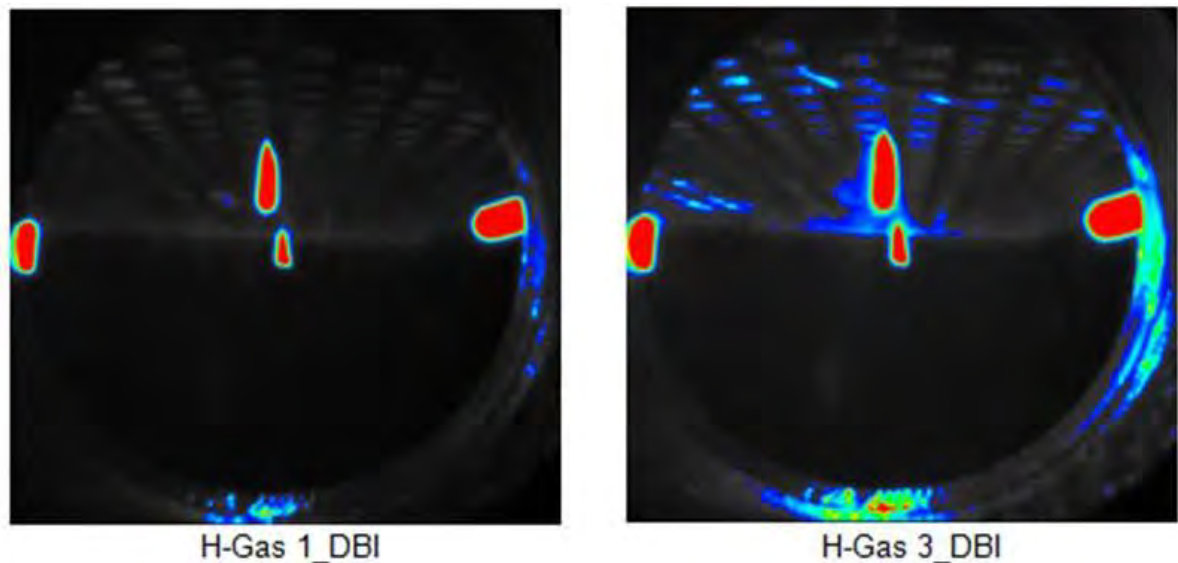


Abbildung 4-115: Vergleich Flammenbilder für H-Gas 1_DBI und H-Gas 3_DBI (Flächenbrenner)

Es sind die deutlich höheren Flammenintensitäten für das höherkalorische Gas H-Gas 3_DBI zu erkennen. Weitere Flammenbilder sind im Anhang XIV enthalten.

Aufgrund des anwendungsoptimierten Aufbaus des Kessels war es hier allerdings möglich, den Wirkungsgrad zu bestimmen. Die ausgekoppelte Wärmeleistung konnte hier eindeutiger durch Messung von $T_{\text{Vorl.}}$, $T_{\text{Rückl.}}$ und des Volumenstromes bestimmt werden. Die betriebsbedingten Verluste konnten in den späteren Betrachtungen vernachlässigt werden. Die Bauweise des Kessels ermöglichte auch eine sehr dynamische Fahrweise, was eine schnelle Reaktion des Systems auf Gasbeschaffenheitswechsel zulässt.

In Abweichung zu den beiden bereits betrachteten Brennern, verfügt dieses System über eine temperaturgeführte Regelung, die bei Leistungsabfrage die Gebläsedrehzahl reguliert. Über die Druckregelung des Gebläses in Verbindung mit dem pneumatischen Verbund wird die Leistung variiert. An den Geräteeinstellungen wurde auch bei diesen Versuchen bewusst nichts verändert oder nachgestellt.

Analog zu den im Vorfeld beschriebenen Untersuchungen wurden auch hier die Gasbeschaffenheitswechsel zwischen den Extrempunkten H-Gas 1_DBI und H-Gas 3_DBI, H-Gas 2_DBI und H-Gas 4_DBI und zwischen dem Referenzpunkt H-Gas Ref._DBI und den jeweiligen Extrempunkten (konform) variiert. Die Wasserstoffzumischung zum anliegenden Grundgas (H-Gas Ref._DBI) wurde ebenfalls in den Stufen 4 Vol.-% → 6 Vol.-% → 10 Vol.-% vollzogen. Die sprunghafte Wasserstoffzumischung auf den maximal möglichen Wert (H-Gas maxH2_DBI; 16,7 Vol.-%) erfolgte ebenfalls.

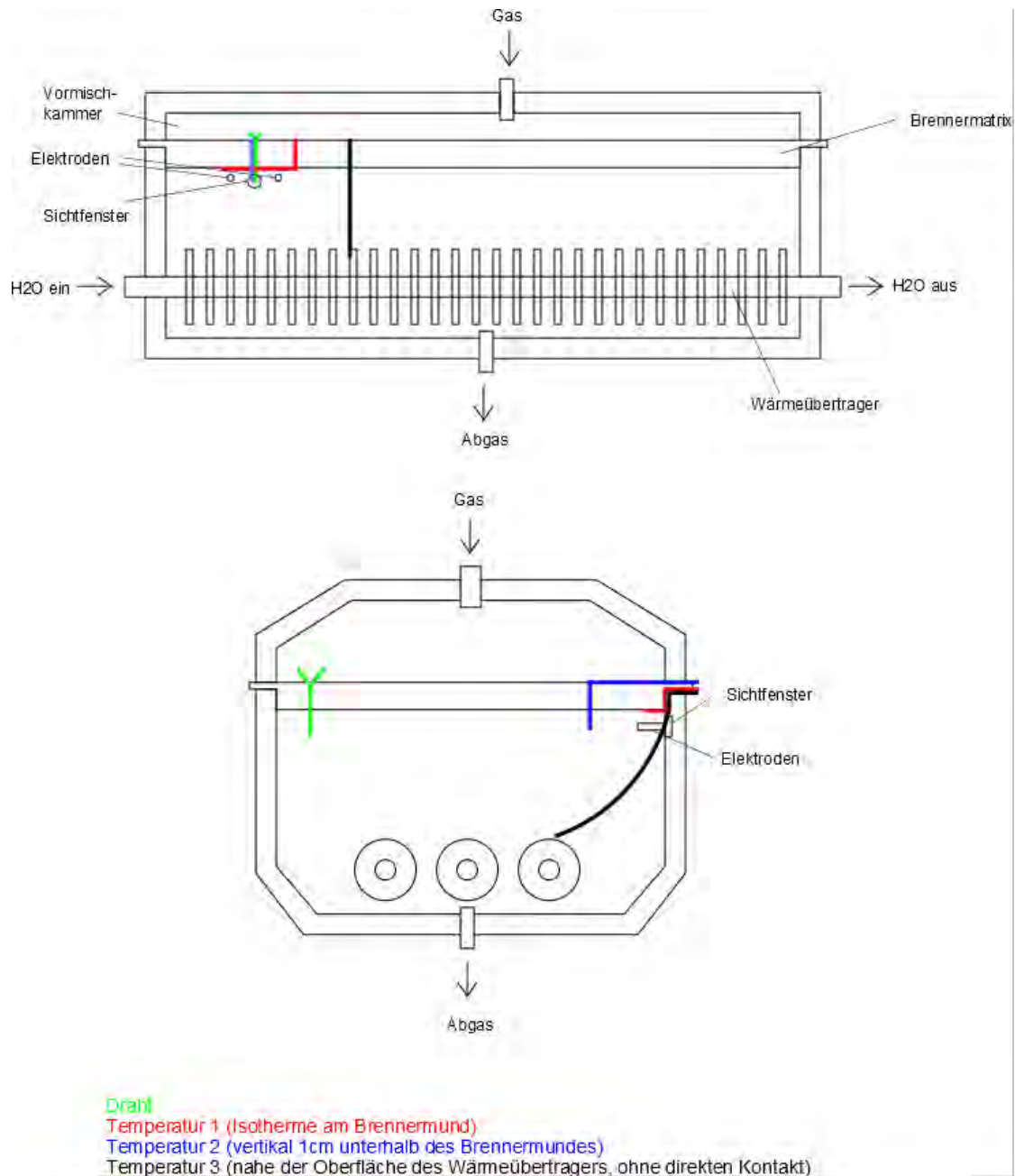


Abbildung 4-116: Industriekesseltyp 2 – Zeichnung des Brennrauminnenen mit Positionen der Temperaturmessstellen (Flächenbrenner)

Die durchgeführten Untersuchungen sollen nun im Folgenden exemplarisch dargestellt und diskutiert werden. Auch hier wurden mehrere Messreihen zur Verifizierung der Daten durchgeführt. Ergänzende Abbildungen sind dazu im Anhang XIV hinterlegt.

Als Erstes sollen die Temperaturverteilungen innerhalb des Brennraums näher betrachtet werden. Die folgende Abbildung 4-117 zeigt diese anhand der Messwerte der drei Thermoelemente im Brennraum (Darstellung der Messpunktlage in Abbildung 4-116) dargestellt sind. Die senkrechten

Linien kennzeichnen die Übergänge der Beschaffenheitswechsel zu den jeweiligen stationären Zuständen für das jeweilige Gasgemisch.

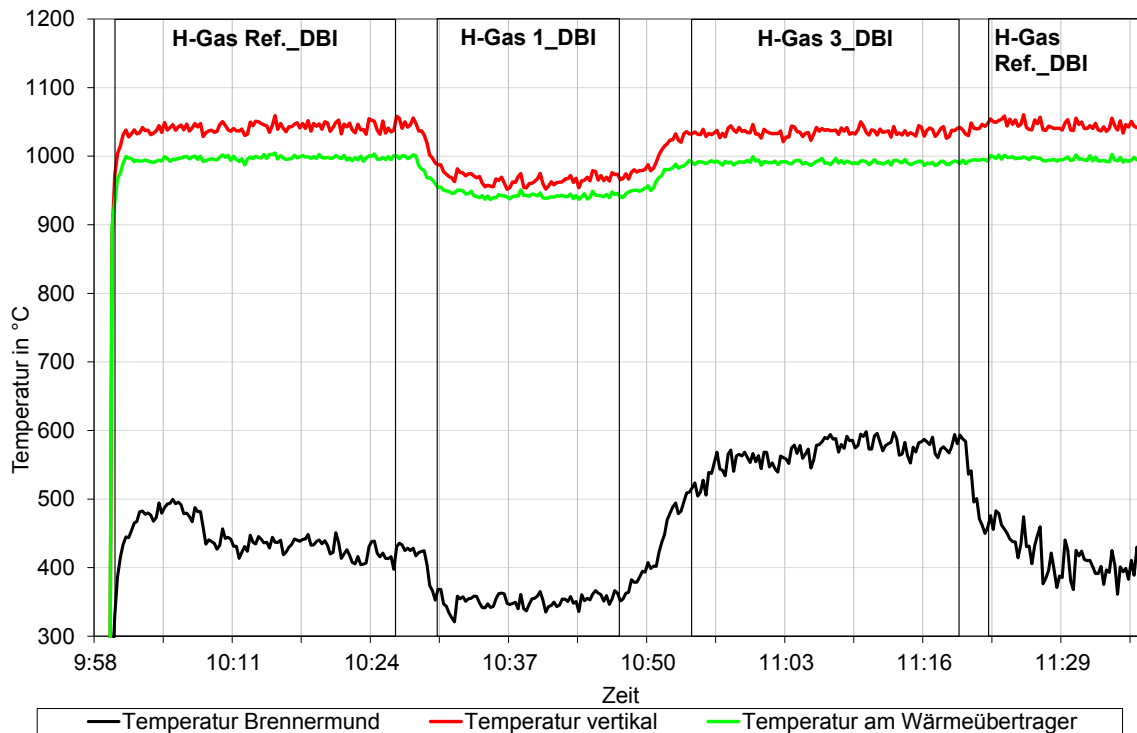


Abbildung 4-117: Temperaturverteilung innerhalb des Brennraums während der Gasbeschaffenheitswechsel von H-Gas Ref._DBI zu H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI zu H-Gas Ref._DBI (Flächenbrenner)

Es wurde deutlich, dass die Temperatur am Brennermünd den größten Schwankungen unterliegt. Sie liegt bei H-Gas Re._DBI bei ca. 430 °C. Nach der Umstellung zu H-Gas 1_DBI fällt sie um ca. 80 K. Im gleichen Zeitraum fallen auch die beiden anderen Temperaturen um in etwa den gleichen Wert. Sie liegen allerdings auf einem entsprechend höheren Temperaturniveau bei 950 °C bzw. 970 °C. Der Temperaturabfall hat hier zwei Ursachen. Zum einen bewirkt die längere Flamme eine Verschiebung der heißesten Flammenzone weg vom Brennermünd, wodurch dessen Temperatur fällt. Zum anderen sinkt der Energieeintrag in den Brennraum bedingt durch den geringeren Brennwert des Gasgemischs. Bei dem Gasgemisch H-Gas 3_DBI steigen die Temperaturen wieder an. Die Temperaturen des vertikalen Fühlers und am Wärmeübertrager steigen knapp unter den Wert für H-Gas Ref._DBI. Die Temperatur am Brennermünd hingegen steigt deutlich über diesen Referenzwert für H-Gas Ref._DBI hinaus. Sie erreicht Werte von bis zu 600 °C und somit eine Steigerung gegenüber dem H-Gas Re._DBI von ca. 150 K. Dies bedeutet eine deutliche Steigerung der thermischen Belastung des Brenners. Anschließend stellen sich nach der Umstellung auf H-Gas Ref._DBI erneut die Werte der ersten Messung ein. Mehrere Parallel-versuche konnten die Reproduzierbarkeit der Versuchsergebnisse bestätigen.

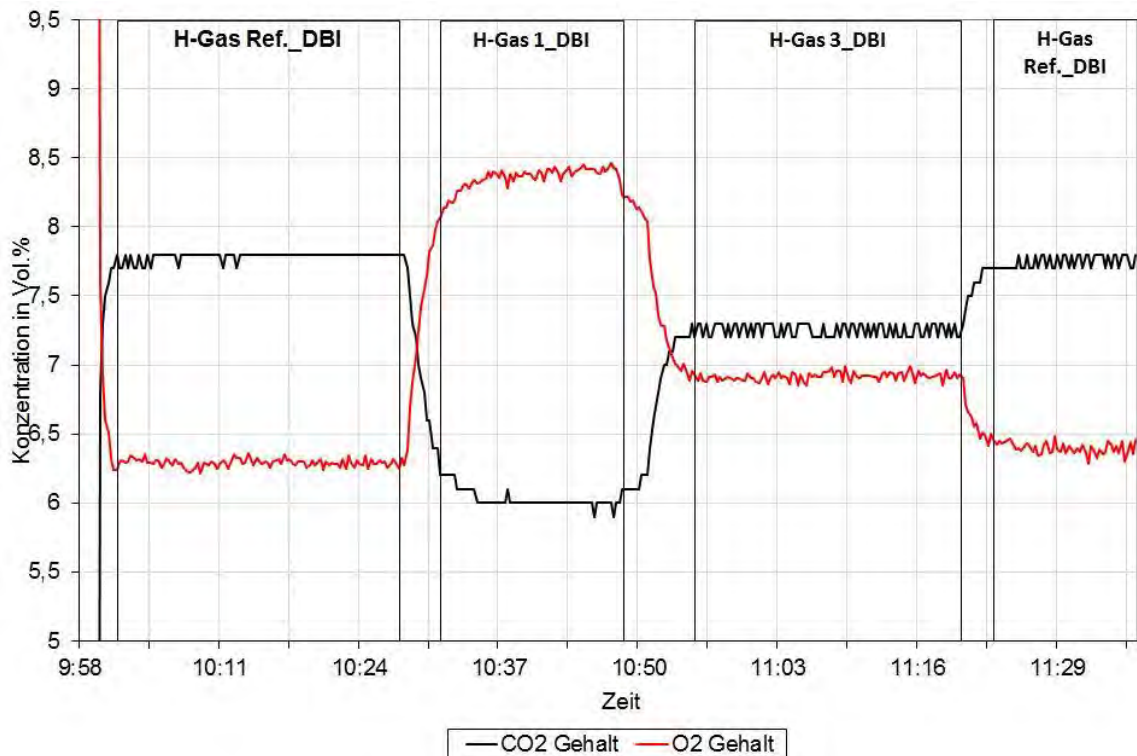


Abbildung 4-118: CO₂ und Restsauerstoffkonzentration O₂ im Abgas während der Gasbeschaffenheitswechsel von H-Gas Ref._DBI zu H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI zu H-Gas Ref._DBI (Flächenbrenner)

Die Abbildung 4-118 bildet den Verlauf der CO₂- und Restsauerstoffkonzentration O₂ im Abgas ab. Zum Zeitpunkt der Umstellungen kommt es jeweils zu einer schlagartigen Änderung der Konzentration. Bei Übergang von H-Gas Ref._DBI hin zu H-Gas 1_DBI fällt die CO₂-Konzentration um ca. ein Viertel ab. Entsprechend steigt die Sauerstoffkonzentration deutlich um ein Drittel auf ca. 8,4 ($\lambda = 1,66$). Grund hierfür ist der geringere Anteil brennbarer Stoffe im Gas, wodurch der Mindestsauerstoffbedarf sinkt und somit mehr Restsauerstoff im Abgas verbleibt. Nach der Umstellung hin zu H-Gas 3_DBI kehren sich die Trends wieder um. Allerdings über- bzw. unterschreiten sie nicht das Niveau des H-Gas Ref._DBI, wie durch den höheren Mindestsauerstoffbedarf zu erwarten wäre, sondern verbleiben zwischen den Werten H-Gas 1_DBI und denen des H-Gas Ref._DBI. Ursache hierfür kann nur die interne Regelung des Brenners sein. Durch den größeren Energieeintrag des Gases wird der Luftvolumenstrom erhöht. Dies erhöht den Restsauerstoff im Abgas und verdünnt dieses somit, wodurch der CO₂-Gehalt abgesenkt wird.

Die nächste Abbildung 4-119 zeigt die Entwicklung der Messwerte von CO und NO_x sowie die Abgastemperatur. Die Abgastemperatur wird hierbei ergänzend mit angegeben. Die Messdaten zeigten, dass der Brenner nur einen sehr geringen Schadstoffausstoß besitzt. Die Messungen mit H-Gas Ref._DBI ergeben CO-Konzentrationen von nur 20 ppm und NO_x-Konzentrationen von 8-9 ppm. Bei der Umstellung auf das Gasmisch H-Gas 1_DBI sinken die Schadstoffkonzentrationen stark ab. Der CO-Ausstoß halbiert sich und die NO_x-Konzentration sinkt in einen kaum noch messbaren Bereich von ca. 2 ppm ab. Der Grund hierfür liegt in der geringeren Temperatur im Brennraum, besonders am Brennmund bei denen fast kein NO_x entsteht. Durch die hohe Luftzahl ($\lambda = 1,66$) sinkt der CO-Gehalt, da der Kohlenstoff fast vollständig oxidiert wird. Im gleichen Zeitraum

steigt die Abgastemperatur um 3 K an. Dies deutet auf einen schlechteren Wärmeübergang zum Wärmeübertrager hin. Nach Anfahren von H-Gas 3_DBI steigen die Abgaskonzentrationen wieder an. Sie erreichen allerdings analog zu den Messungen von CO₂ und O₂ nicht die Werte des Freiberger Erdgases. Gleiches gilt für die Abgastemperatur. Der Grund für die vergleichsweise geringe Konzentration trotz hoher Temperaturen liegt analog zu den Messungen von CO₂ in der Verdünnung des Abgases. Nach der erneuten Umstellung auf Freiberger Erdgas stellen sich die gleichen Messwerte wie zu Beginn der Messreihe ein. Wiederum konnte die Reproduzierbarkeit des dargestellten Verlaufes durch Parallelversuche nachgewiesen werden.

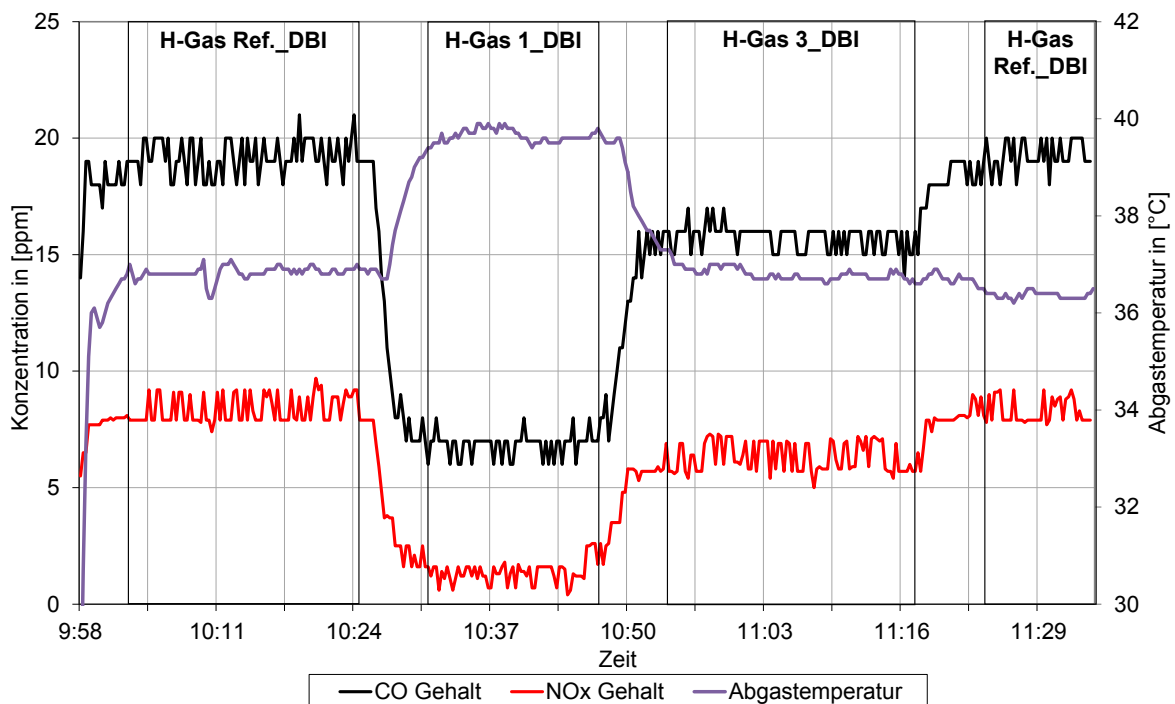


Abbildung 4-119: CO und NO_x Konzentration sowie Temperatur im Abgas während der Gasbeschaffenheitswechsel von H-Gas Ref._DBI zu H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI zu H-Gas Ref._DBI (Flächenbrenner)

In der folgenden Abbildung 4-120 ist der, in den Vorbetrachtungen beschriebene Kesselwirkungsgrad dargestellt. Er beträgt bei H-Gas Ref._DBI ca. 108 % bezogen auf den Heizwert. Dies entspricht einem guten Wert für einen Brennwertkessel nach dem Stand der Technik. Beim Wechsel hin zum Gasgemisch H-Gas 1_DBI bricht der Wirkungsgrad auf 90 % ein. Grund hierfür ist die im Vorfeld schon beschriebene Absenkung des Mindestsauerstoffbedarfs. Der Wirkungsgrad entspricht den Erwartungen aus den angestiegenen Abgastemperaturmesswerten. Beim Übergang zu H-Gas 3_DBI gibt es im Diagramm einen Sprung. Ursächlich hierfür ist die Berechnung des Wirkungsgrads. Der Sprung zeigt den Wechsel des Heizwertes der beiden Gasgemische als Berechnungsgrundlage. Es handelt sich somit nur scheinbar um eine sprunghafte Änderung, welche in der Realität nicht auftritt. Nachdem sich der stationäre Zustand bei H-Gas 3_DBI eingestellt hat, zeigt sich, dass der Wirkungsgrad um weitere 2 - 3 % sinkt. Mit der Umstellung auf H-Gas Ref._DBI steigt der Wirkungsgrad wieder auf die Werte der ersten Messung an. Es wird somit deutlich, dass jede Abweichung weg von reinem Methan, auf welches der Brenner nach G20 eingestellt ist, zu einer Absenkung des Wirkungsgrads führt. Das Gas-Luft-Verhältnis wird nicht nachgeregelt, sondern nur

intern anhand des Wärmebedarfs bestimmt, um die Gasmenge anzupassen. Dies ist an den steigenden Luftzahlwerten zu erkennen.

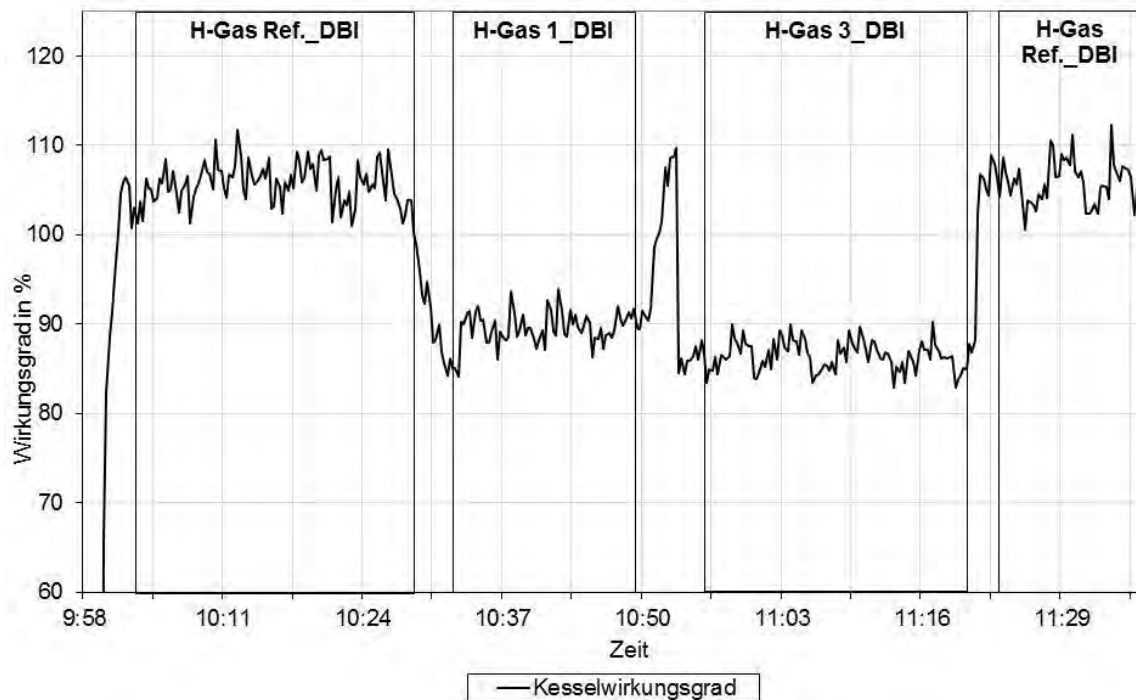


Abbildung 4-120: Wirkungsgrad der Messung von H-Gas Ref._DBI zu H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI zu H-Gas Ref._DBI (25.09.2012, Flächenbrenner)

Anders als beim untersuchten Industriekesseltyp I mit Hochgeschwindigkeitsbrenner (100 kW) und Gebläsebrenner (100 kW) ist zwar ein Einfluss von extremen Gasbeschaffenheitswechseln (H-Gas 1_DBI zu H-Gas 3_DBI) auf die CO- und NO_x-Emissionen sichtbar. Der Schadstoffausstoß bleibt aber gering (≤ 20 ppm). Das liegt an den höheren Luftzahlen ($>1,4$). Bei allen betrachteten Gasmischungen verschlechtert sich der Wirkungsgrad gegenüber dem Referenzpunkt H-Gas Ref._DBI. Der Einfluss von Gasbeschaffenheitsänderungen auf die Temperaturen im Brenner und im Brennraum sowie im Abgasbereich ist vorhanden, jedoch unkritisch.

Im folgenden Kapitel werden für den Industriekesseltyp 2 die Auswirkungen der Einspeisung von Wasserstoff in das vorhandene Erdgas (H-Gas Ref._DBI) untersucht. Hierzu wurden analog zum Gebläsebrenner zwei Versuchsreihen durchgeführt.

1. Stufenweise Wasserstoffzumischung: $\rightarrow 4$ Vol.-% $\rightarrow 6$ Vol.-% $\rightarrow 10$ Vol.-%
2. Sprunghafte Wasserstoffzumischung: $\rightarrow 16,7$ Vol.-%

Für die dargestellten Messergebnisse wurden exemplarisch die Messungen vom 01.10.2012 ausgewählt. Weitere Messungen sind im Anhang zu finden. Die Reproduzierbarkeit wurde ebenfalls durch mehrere Parallelversuche überprüft.

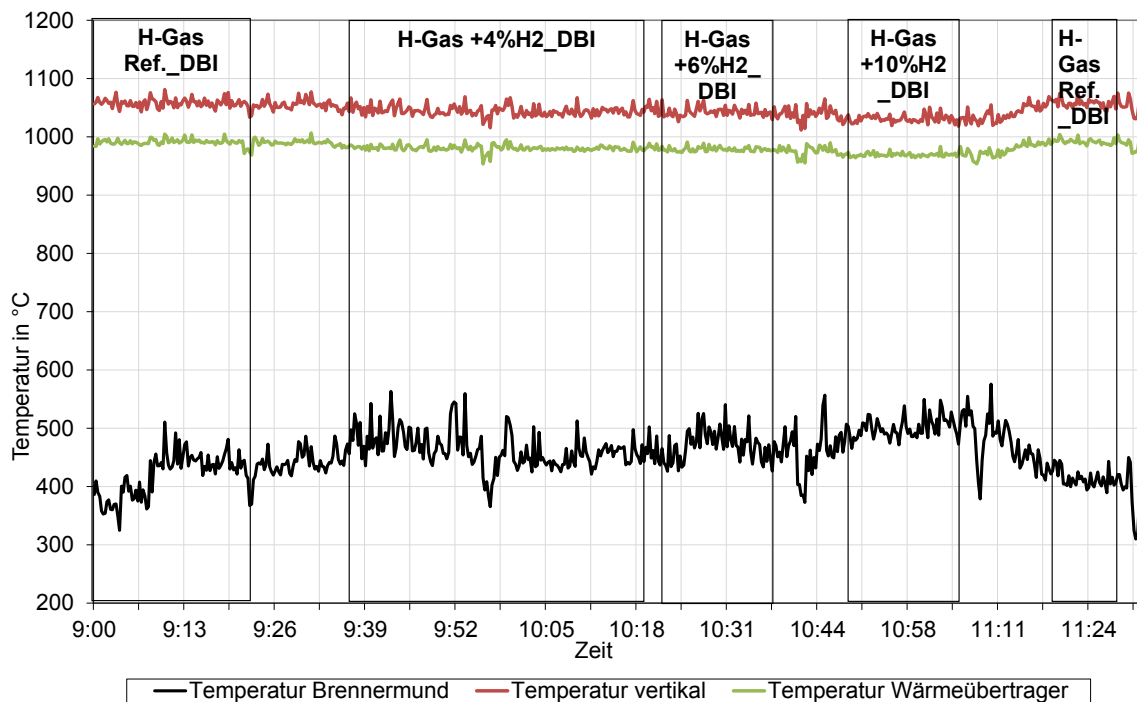


Abbildung 4-121: Zeitlicher Verlauf der Temperaturen im Brennraum mit zunehmender Wasserstoffkonzentration (Flächenbrenner)

Abbildung 4-121 zeigt die Messergebnisse der drei Temperaturen im Brennraum. Es zeigt sich, dass die Brennraumtemperaturen am vertikalen Messpunkt und am Wärmeübertrager bei Zufuhr von Wasserstoff um bis zu 20 K sinken. Entgegengesetzt hierzu erhöht sich die Temperatur in der Isothermen im gleichen Zeitraum um bis zu 50 K. Grund hierfür ist die, durch die höhere Verbrennungsgeschwindigkeit des Wasserstoffs bedingte, kürzere Flamme und die nähere Position der Flamme zur Brennermatrix.

Die beiden Abbildung 4-122 und Abbildung 4-123 zeigen analog zu den oben genannten Messungen für Temperaturen im Brennraum die Ergebnisse der Abgasmessungen für die betrachteten Untersuchungen im H-Gas-Kennfeld der G 260.

In der Abbildung 4-122 ist die zeitlich veränderliche Konzentration an CO₂ und O₂ in Vol.-% im Abgas dargestellt. Es bildet sich ein stufenförmiger Abfall der CO₂-Konzentration mit steigendem Wasserstoffanteil. Im gleichen Zeitraum erhöht sich der Restsauerstoffanteil im Abgas entsprechend. Der Grund hierfür liegt im geringer werdenden Kohlenstoffgehalt des zugeführten Gasmischs, welcher den CO₂-Gehalt absinken lässt. Der Sauerstoffanteil steigt indes durch den geringeren Luftbedarf bei der Verbrennung von Wasserstoff gegenüber Methan an. Während der Versuche wurde Natriumchlorid der Verbrennungsluft zugeführt, um die Flamme optisch besser sichtbar zu machen. Die Flammenbilder für die betrachteten Gasmischungen sind in Anhang XIV dargestellt. Die abgebildeten Messspitzen sind das Resultat dessen. Für die Bewertung der Abgaskennwerte sind diese allerdings nicht von Bedeutung. Ein analoger Effekt ist ebenfalls bei den Messwerten von CO und NO_x sowie der Abgastemperatur zu sehen.

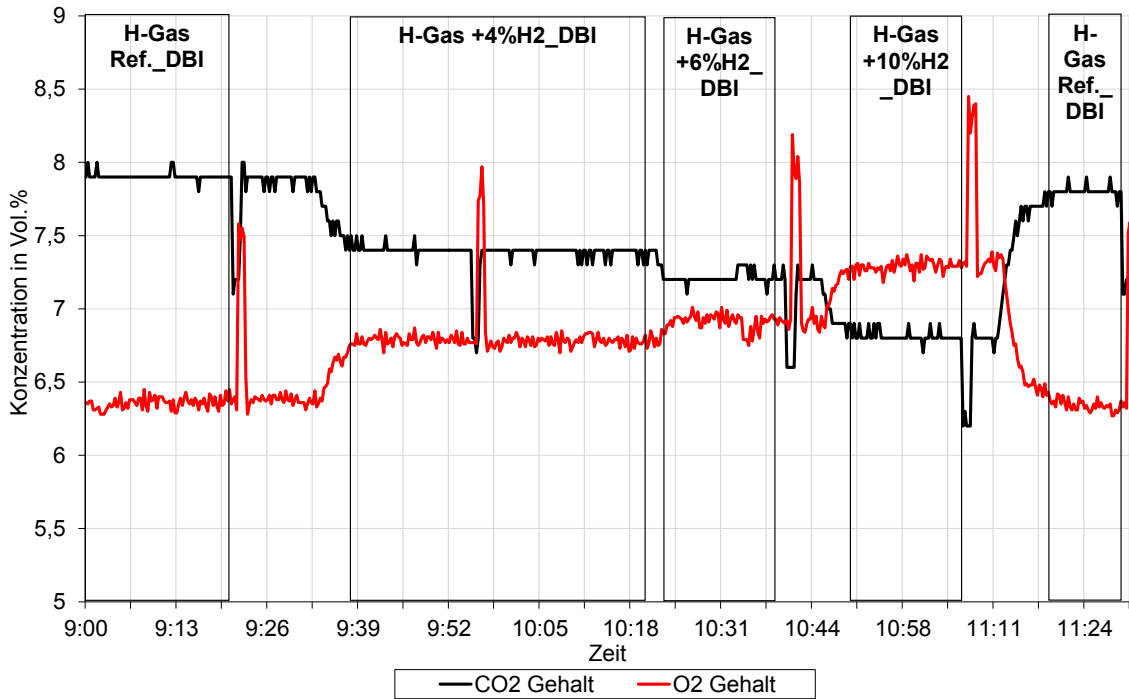


Abbildung 4-122: Zeitlicher Verlauf der Abgasmesswerte CO₂ und O₂ mit zunehmender Wasserstoffkonzentration (Flächenbrenner)

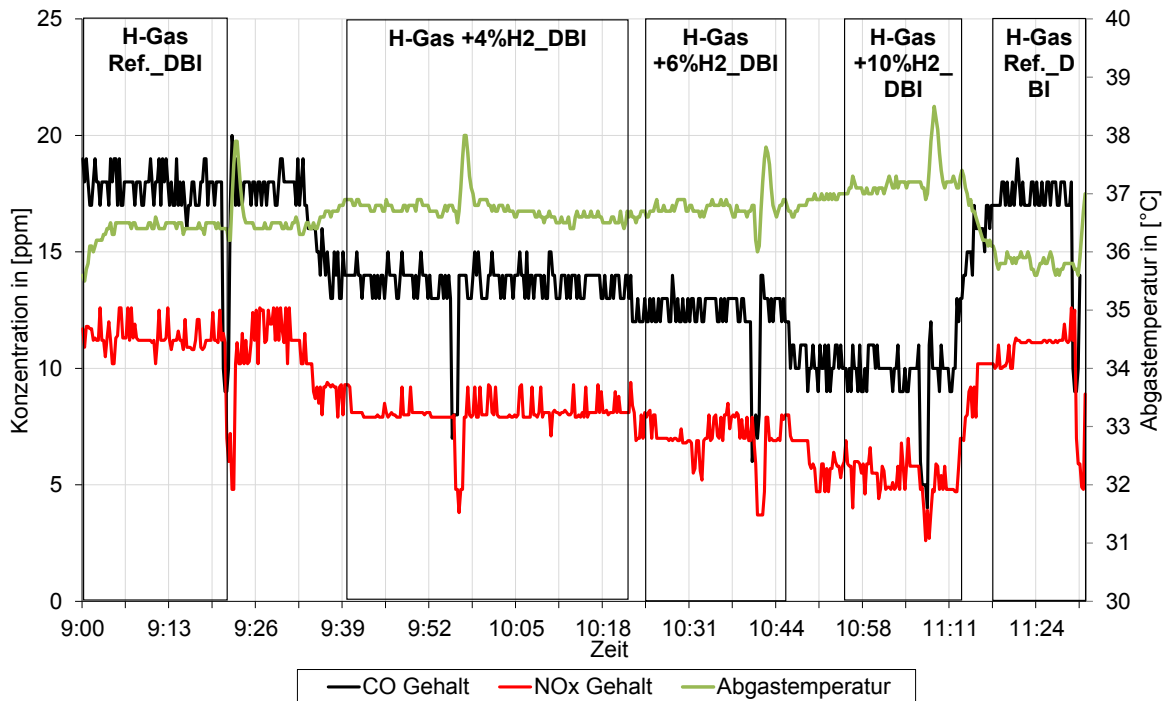


Abbildung 4-123: Zeitlicher Verlauf der Abgasmesswerte CO und NO_x und der Abgastemperatur mit zunehmender Wasserstoffkonzentration (Flächenbrenner)

Die Auswertung der Messwerte für CO und NO_x zeigt erneut einen treppenartigen Abfall der Konzentrationen im Abgas, welcher in der Abbildung 4-123 dargestellt ist. Es wird ersichtlich, dass

bereits eine Beimischung von 10 Vol.-% Wasserstoff für eine Reduktion um fast 50 % der Konzentrationen an CO und NO_x sorgt. Der größte Abfall ist hierbei bereits im Bereich zwischen 0 Vol.-% und 4 Vol.-% zu verzeichnen. Er beträgt beim NO_x ca. ein Drittel. Die Abgastemperatur steigt bei zunehmender Wasserstoffkonzentration.

Die Abbildung 4-124 zeigt anhand zweier optischer Flammenbilder für die Gase H-Gas Ref._DBI und H-Gas maxH₂_DBI den Wasserstoffeinfluss auf die Verbrennung im sichtbaren Wellenlängenbereich. Erkennbar ist die höhere Wärmebelastung des Brennermundes durch die H₂-Zumischung (Grund: Erhöhung Flammengeschwindigkeit). Ansonsten ist auch noch mit maximaler H₂-Zumischung (≈ 16 Vol.-% H₂) eine stabile Verbrennung erkennbar.

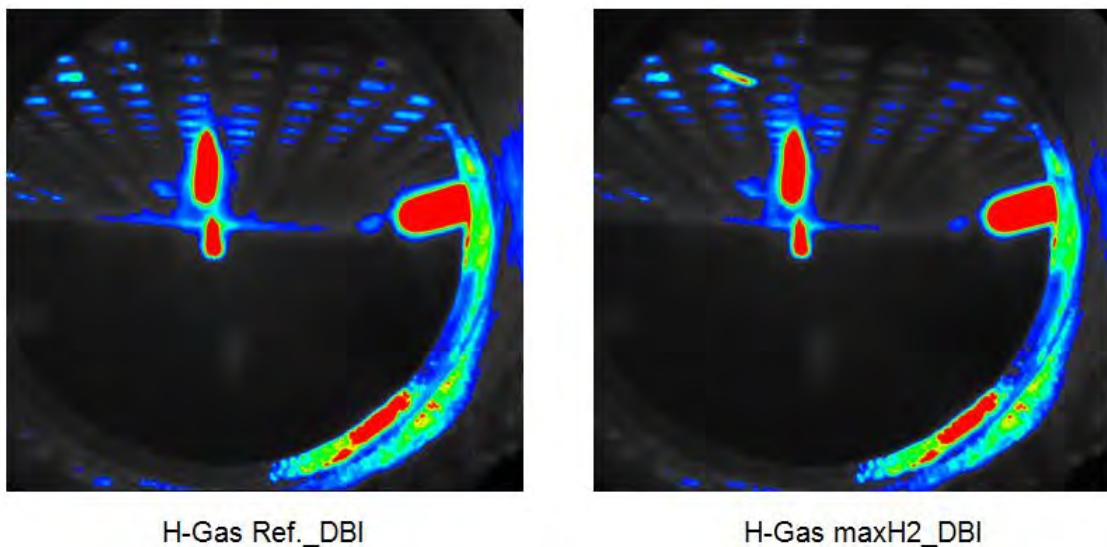


Abbildung 4-124: Vergleich optische Flammenuntersuchung (sichtbarer Wellenlängenbereich) für H-Gas Ref._DBI und H-Gas maxH₂_DBI (Flächenbrenner)

Weitere Flammenbilder sind in Anhang XIV enthalten.

Die Messergebnisse verdeutlichen die Auswirkungen einer steigenden Wasserstoffeinspeisung. Mit zunehmendem Wasserstoffanteil steigt die Temperatur an der Brennermatrix an, was zu einer stärkeren thermischen Belastung des Materials führt. Die Temperaturen in der vertikalen und am Wärmeübertrager sinken leicht ab. Die Restsauerstoffkonzentration im Abgas steigt, während die Konzentration von CO₂, CO und NO_x erwartungsgemäß abfällt. Der Wirkungsgrad fällt mit zunehmender Wasserstoffkonzentration, bedingt durch die schlechteren Strahlungseigenschaften, ab.

4.2.4.1.2.6 Fazit und Schlussfolgerung aus den durchgeführten Mess- und Simulationsergebnissen für die untersuchten Heizkessel

Die Ergebnisse der Berechnungen und Simulationen sowie der durchgeführten experimentellen Untersuchungen für ausgewählte G 260-konforme im Prüffeld „Industriekessel“ zeigen, dass selbst Schwankungen innerhalb der von der G 260 zugelassenen Schwankungsbreite sich auf den Anlagenbetrieb auswirken. Vor allem beim unterstöchiometrischen Betrieb aufgrund höherer LNG-

Beimischungen können die CO-Emissionen deutlich größer als die Grenzwerte ausfallen. Es kann zu thermischen Überlasten der Systeme und zu Auswirkungen auf die Produktqualitäten kommen.

Die untersuchten unterschiedlichen Brenner und Industriekessel (Industriekesseltyp I, Industriekesseltyp II, Hochgeschwindigkeitsbrenner, Gebläsebrenner, Flächenbrenner) reagieren bezüglich der qualitativen Messwerte unterschiedlich, zeigen jedoch insbesondere hinsichtlich der CO-Problematik analoge Tendenzen.

Bei z. B. großen aber evtl. möglichen Gasbeschaffenheitswechsel (worst case) von niedrigen (H-Gas 1_DBI, 13,6 kWh) zu hohen (H-Gas 3_DBI, 15,7kWh) Wobbezahlen im G 260-Gasbeschaffenheitskennfeld für H-Gas wurden bei den experimentellen Untersuchungen im DBI-Versuchsfeld „Industriekessel“ mit praxisrelevanten Betriebsparametern ohne Anpassung des Verbrennungsluftbedarfs z. T. stark erhöhte CO-Emissionen (Werte weit oberhalb der aktuellen Emissionsvorschriften) festgestellt. Auch für den realistischeren und bereits heute öfters anzutreffenden Fall des plötzlichen Gasbeschaffenheitswechsels innerhalb des ± 2 % Wobbe-Indexbandes um das Referenzgas H-Gas Ref._DBI werden die Grenzwerte der TA-Luft erreicht. Auch in diesem Fall wurde der Brenner nach Effizienzkriterien auf das niederkalorische Gas H-Has 1-2%_DBI mit $\lambda = 1,105$ und Rest-O₂ = 2,0 Vol-% eingestellt. Der Sprung erfolgte also von diesem niederkalorischen H-Gas 1-2%_DBI zum hochkalorischen H-Gas 3+2%_DBI. In Abhängigkeit der konkreten industriellen Gasanwendung kommt es zu Auswirkungen auf Brennerkomponenten, Brennraum, Abgasbereich und Einsatzgut. Es werden u. a. beeinflusst:

- Leistung und Effizienz über Flammentemperaturen und Wärmeabstrahlung der Flammen,
- Abgaszusammensetzungen (CO, NO_x),
- Flammgeschwindigkeiten (Flammgeschwindigkeiten),
- Flammenstabilität, Flammenausbildung (Flammensitz, Flammenlänge).

Insbesondere die mögliche CO-Problematik bei Gasbeschaffenheitswechsel von niedrig- zu höherkalorischen Brenngasen ist bei den betrachteten Wasserstoffzumischungen zum H-Gas Ref._DBI bis 10 Vol.-% nicht nachweisbar. Mit steigendem H₂-Anteil sinken die Emissionen an CO₂ und NO_x. Jedoch sinkt auch mit steigendem H₂-Anteil im Erdgas der Wirkungsgrad. Bei einer Einsparung von 10 Vol.-% H₂ sinkt der Wirkungsgrad um ca. 6%. Der Grund liegt in der Verschlechterung des Wärmeüberganges durch geänderte Strahlungseigenschaften der Flamme, denn mit Erhöhung des H₂-Anteils im Erdgasgemisch verringert sich die Flammenstrahlung. Durch den H₂-Einfluss auf die Flammgeschwindigkeit kann sich mit steigendem H₂-Anteil die Temperaturbelastung am Brennermund erhöhen.

Wie bereits oben erwähnt, ist die Bandbreite der G 260 über Artikel 2 der Gasgeräte-richtlinie als Gaszusammensetzung des Mitgliedstaates Deutschland verankert. Daher wird teilweise die Meinung vertreten, dass Produkte, die durch unter der Gasgeräte-richtlinie harmonisierte Normen zertifiziert sind, diesen Bereich komplett abdecken können. Die Versuche mit dem Gebläsebrenner entsprechend der harmonisierten Norm EN676 (s. o. Abbildung 4-75 und Abbildung 4-105) haben gezeigt, dass dies nicht so ist, sondern differenziert werden muss. Die Produkte sind generell im angegebenen Bereich einsetzbar, aber die lokal auftretende Schwankung der Gasbeschaffenheit darf nicht in der kompletten Bandbreite stattfinden, damit ein sicherer und bestimmungsgemäßer Gebrauch möglich ist. Dies gilt vor allem auch vor dem Hintergrund, dass derartige Anlagen nicht auf ein Standardgas wie G20 eingestellt werden können, sondern auf das lokal vorliegende Gas eingestellt werden müssen. Daher ist zu empfehlen, dass für zukünftige Diskussionen (z. B. Pilotstudien, Normungsaktivitäten) über mögliche Gaszusammensetzungen immer nach genereller

Bandbreite und lokal auftretender Bandbreite differenziert wird. Für weitere Aussagen zur Thematik wird auf das Kapitel 5 verwiesen.

4.2.4.2 Untersuchung der Auswirkung von Gasbeschaffenheitsschwankungen am Beispiel der Glasschmelzprozesses

Ein hochsensibler Industrieprozess ist das Herstellen von Glas, was insbesondere für den Schmelzvorgang gilt. 50 bis 80 % der eingebrachten Energie werden - abhängig von der Glasart und dem Herstellungsprozess - für den Schmelzvorgang aufgewendet [4.32]. In Abbildung 4-125 ist beispielhaft der Aufbau einer U-Flammenwanne dargestellt, eines im Bereich der Glasproduktion weit verbreitetes Schmelzaggregat. Bei dieser Wanne wird zyklisch Luft und Abgas durch die an der Stirnseite angeordneten Regeneratoren geführt. Das heiße Abgas aus dem Verbrennungsraum heizt die Gitterung im Regenerator auf. Nach einer Umschaltzeit von 20 bis 30 Min. wird die Strömungsrichtung umgekehrt, die kalte Luft zur Vorwärmung über die aufgeheizte Gitterung geführt und das Abgas über den anderen Regenerator abgeleitet. Somit können Luftvorwärmtemperaturen von bis zu 1350 °C erreicht werden. Durch die spezielle Anordnung der Regeneratoren an einer Stirnseite kommt es zur U-förmigen Ausbildung der Flamme, die dem Aggregat ihren Namen gegeben hat.

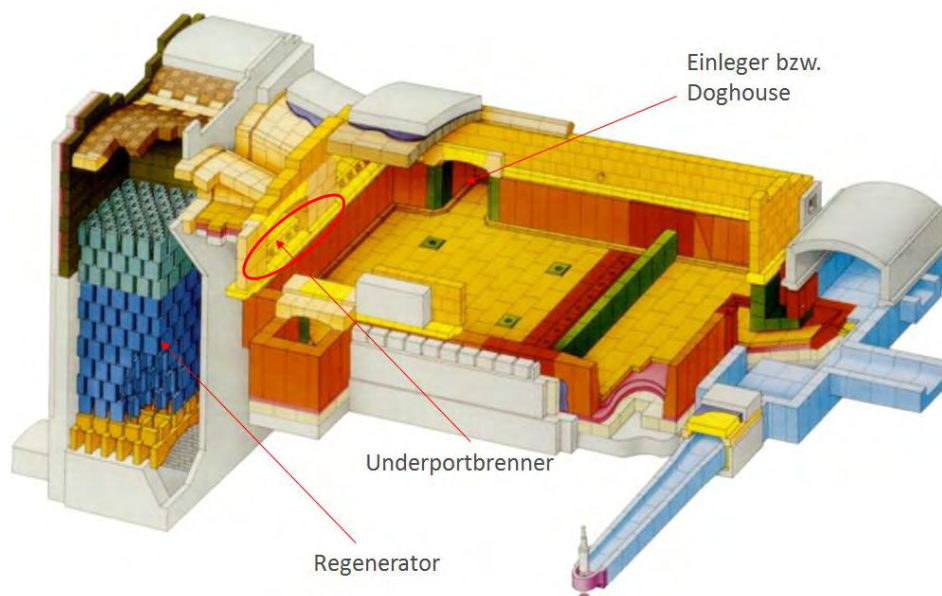


Abbildung 4-125: Schematischer Aufbau einer U-Flammenwanne [4.33]

In Abbildung 4-126 ist ein schematischer Aufbau einer typischen Unterport-Feuerung mit Brennstoff- und Verbrennungslufteintritt dargestellt, wie sie hauptsächlich in regenerativ befeuerten Glasschmelzwannen eingesetzt werden. Die Brenner-Ports sind meist als sogenannte Unterbankfeuerung ausgebildet. Dabei wird der Brennstoff von unten durch die Brennerlanzen in den aus dem Regenerator strömenden Luftstrom geschossen. Impuls und Zusammensetzung des

Brennstoffes, Anstellwinkel der Brenner und Luftmenge bestimmen Richtung, Länge und Form der Flamme. Abbildung 4-127 zeigt Flammenbilder in der Glasschmelzwanne.

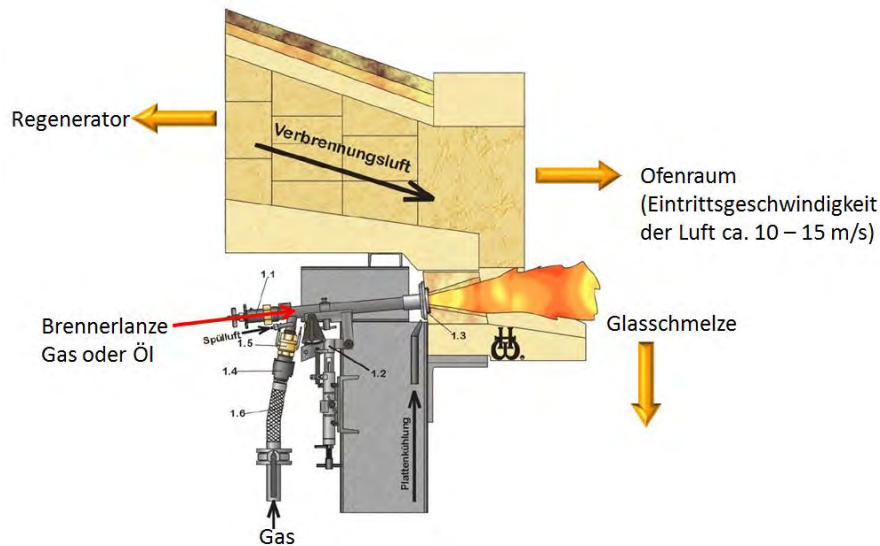


Abbildung 4-126: Schematische Darstellung der Unterportfeuerung [4.34]

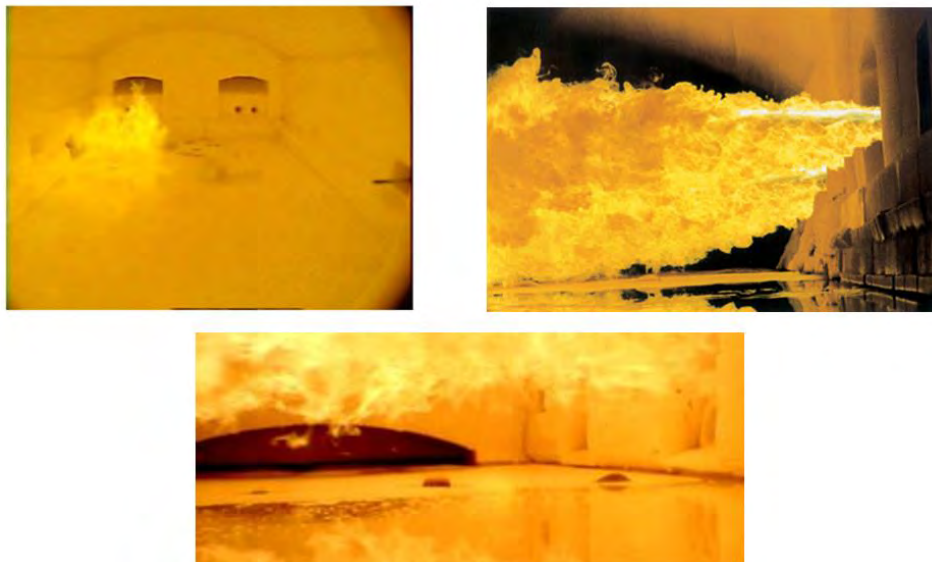


Abbildung 4-127: Flammenbilder in der Glasschmelzwanne [4.35]

Die Abbildung 4-128 verdeutlicht das prinzipielle Wechselspiel der einzelnen Wärmetransportmechanismen sowie der einzelnen wärmeemittierenden Partner in einer Glasschmelzwanne.

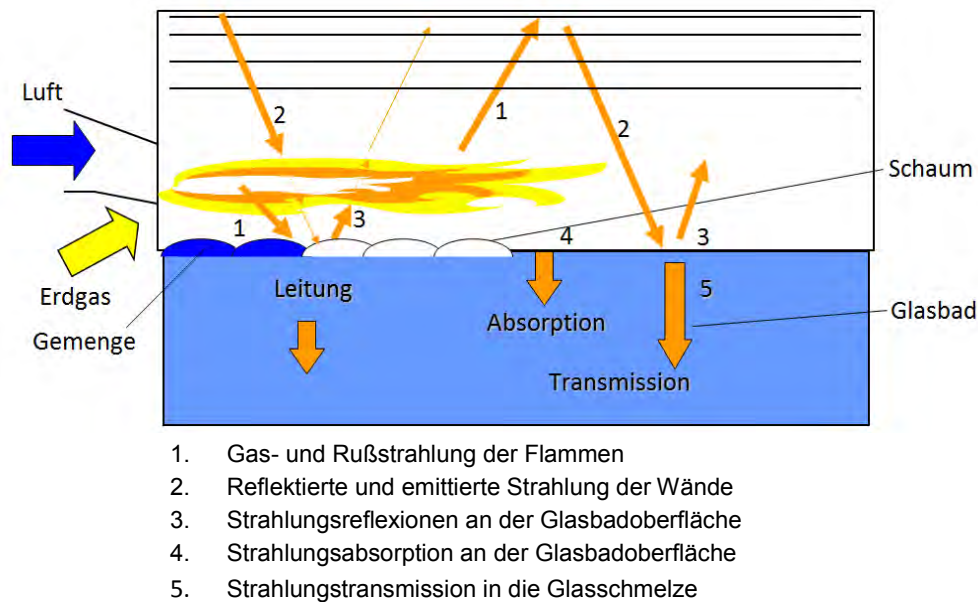


Abbildung 4-128: Prinzipschema der Wärmeübertragung in einer Glasschmelzwanne [4.36]

Die notwendigen Temperaturen für den Glasschmelzprozess liegen bei $> 1500\text{ °C}$. Bei diesen Temperaturen spielt die Strahlung die dominierende Rolle beim Wärmeübergang und macht bis zu 90 % der Gesamtwärmeübertragung aus. Bei den im Abgas vorliegenden Komponenten sind maßgeblich die dreiatomigen H_2O - und CO_2 -Moleküle für die Wärmeübertragung durch Strahlung verantwortlich, Stickstoff ist als inaktiv anzusehen. Ändert sich nun aufgrund der schwankenden Erdgaszusammensetzung dieser Anteil an CO_2 und H_2O im Abgas, kann sich die Temperaturverteilung im Ofenraum und damit die Wärmeübertragungsverhältnisse im Verbrennungsraum ändern. Beim Schmelzprozess von Glas ist z. B. die Lage der maximalen Flammentemperatur bzw. des maximalen Wärmeübergangs (genannt „hot spot“) maßgeblich für die Produktqualität verantwortlich, da Glas und die Glasschmelze semitransparente Medien sind, bei denen die Strahlungswärme nicht nur an der Oberfläche sondern wellenlängenabhängig auch in tieferen Schichten absorbiert wird.

4.2.4.2.1 Numerische Simulation einer Glasschmelzwanne

4.2.4.2.1.1 Allgemeine Randbedingungen und Einstellparameter

In diesem Arbeitsschritt wurde eine Glasschmelzwanne numerisch abgebildet, um die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf den Glasschmelzprozess zu untersuchen. Dabei wurden den Simulationen die gleichen H-Gas-Gemische zugrunde gelegt, die bereits im vorangegangenen Abschnitt verwendet wurden. Abbildung 4-129 zeigt die simulierte U-Flammenwanne mit der Luft- und Abgasseite. Die Wanne hat eine Länge von 7000 mm, eine Breite von 4700 mm und eine Höhe von 2100 mm. Die Simulationen wurden ohne die an der Stirnseite angeordneten Regeneratoren durchgeführt.

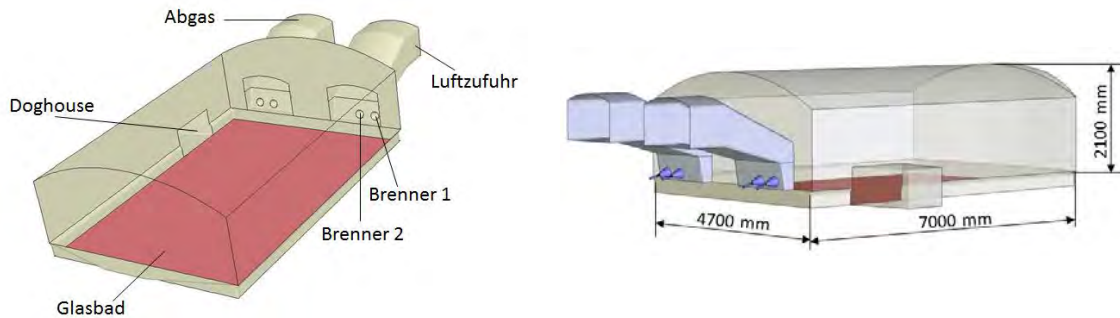


Abbildung 4-129: Geometrie der untersuchten Glaswanne

Mögliche Zugabe von Wasserstoff in H- und L-Gas
(Grenzen G 260 /März 2013)

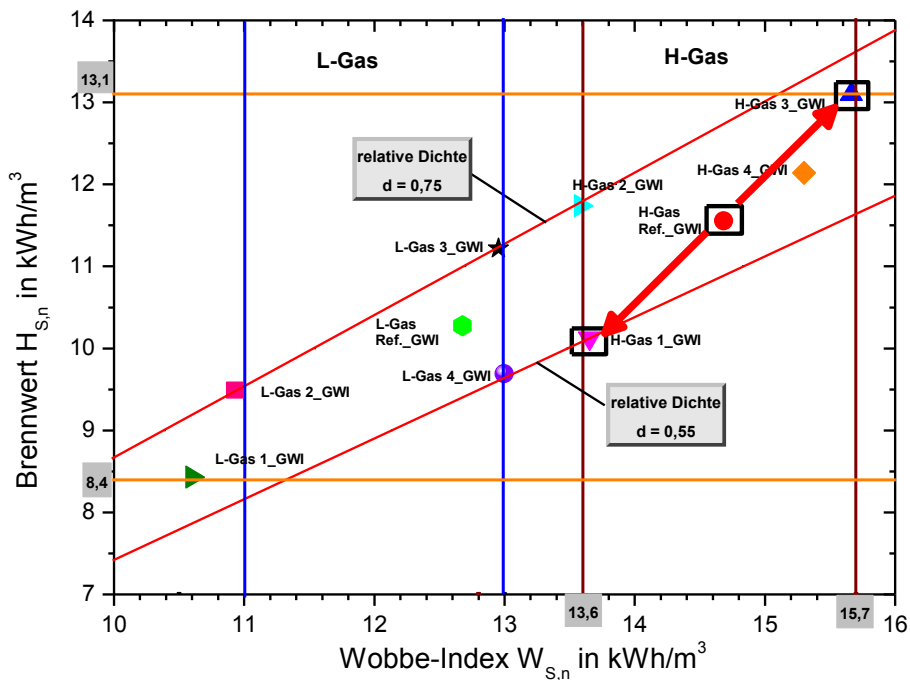


Abbildung 4-130: Simulierte Gasbeschaffenheitsänderungen

Für diesen Anwendungsfall wurden 2 verschiedene in der Industrie vorkommende Szenarien untersucht. In beiden Szenarien ist ausgehend von einem Referenzpunkt die Gaszusammensetzung in die jeweiligen Eckpunkte des Brennwert-Wobbe-Index-Diagramms bzw. zu den Gasen H-Gas 1_GWI und H-Gas 3_GWI geändert worden, siehe auch Abbildung 4-130. Im ersten Fall sind die Brennstoff- und Luftvolumenströme bei den Gaszusammensetzungsänderungen konstant gehalten worden. Im zweiten Fall sind der Brenngasvolumenstrom und die Luftzahl konstant.

Die Randbedingungen für die Simulation des Referenzfalls mit dem Referenzgas H-Gas Ref._GWI sind:

- Leistung Brenner 1: 2000 kW
- Leistung Brenner 2: 2000 kW

- Luftzahl: 1,05
- Gastemperatur: 20 °C
- Lufttemperatur: 1300 °C

Die Simulationen wurden nur für eine Feuerseite durchgeführt, da von einer symmetrischen Fahrweise ausgegangen wird. Weiterhin wurde die Glasschmelze selbst nicht simuliert. Anstelle dessen wird die Glasbadoberfläche als Wand definiert und mit einem Temperatur- und Emissionsgradprofil als Randbedingung beaufschlagt. Die verwendeten Modelle sind:

- Turbulenzmodell: Standard k-e-Modell
- Reaktionsmodell: pdf-Gleichgewicht-Modell
- Strahlungsmodell: Discrete-Ordinates-Modell

Im ersten Schritt wurde für beide Szenarien ein Referenzzustand für die Glasschmelzwanne mit der Gaszusammensetzung des H-Gas Ref._GWI bei einem Gesamtvolumenstrom von 383,3 m³/h, entsprechend einer Gesamtleistung von 4000 kW und einer Luftzahl von 1,05 simuliert.

4.2.4.2.1.2 Ergebnisse der Simulationen für die Glasschmelzwanne bei konstanten Brenngas- und Luftvolumenströmen

Für dieses Szenario wurde im zweiten Schritt der Brennstoff von H-Gas Ref._GWI auf H-Gas 3_GWI umgestellt (s. Abbildung 4-130), die Volumenströme des Brenngases und der Verbrennungsluft jedoch konstant gehalten. Dies entspräche einem Szenario, in dem sich die Gaszusammensetzung plötzlich ändert, allerdings keinerlei Maßnahmen unternommen werden, um die Betriebseinstellungen der Wanne entsprechend anzupassen. Aufgrund des höheren Heizwertes von H-Gas 3_GWI steigt die Brennerleistung um ca. 13,9 % gegenüber dem Referenzgas an, während die Luftzahl sich von 1,05 auf 0,93 verringert, da der Mindestluftbedarf für die Verbrennung von H-Gas 3_GWI um ca. 12,8 % höher liegt.

In einer dritten Simulation wurde die Zusammensetzung des Brennstoffs bei konstanten Volumenströmen von H-Gas Ref._GWI auf H-Gas 1_GWI geändert (s. Abbildung 4-130). Aufgrund des niedrigeren Heizwertes vom H-Gas 1_GWI kommt es zu einer Leistungsminderung von ca. 12,7 %. Der Brenngasmassenstrom nimmt durch die Dichteänderung um etwa 11 % ab. Die Luftzahl hingegen erhöht sich von 1,05 auf 1,21, da der Mindestluftbedarf für die Verbrennung des H-Gas 1_GWI um ca. 13,4 % niedriger liegt als beim Referenzgas.

Die Tabelle 4-40 zeigt die Betriebsdaten für die drei untersuchten Fälle bei konstanten Volumenströmen. Die Randbedingungen und die Berechnungsmodelle bleiben unverändert. Durch die Umstellung der Gaszusammensetzungen kommt es zu Abweichungen der Feuerungsleistung, der Stöchiometrie und damit auch der Schadstoffemissionen.

Tabelle 4-40: Betriebsdaten der simulierten Brennstoffe bei konstanten Volumenströmen

Gasart	$H_{l,n}$ [kWh/m ³]	Leistung [kW]	$\rho_{n, Gas}$ [kg/m ³]	$V_{n, Gas}$ [m ³ /h]	m_{Gas} [kg/h]	L_{min} [m ³ _{Luft} /m ³ _{Br.}]	λ [-]	$V_{n, Luft}$ [m ³ /h]
H-Gas Ref._GWI	10,436	4000	0,8004	383,3	306,8	9,99	1,05	4021
H-Gas 3_GWI	11,884	4554	0,9043	383,3	346,6	11,27	0,93	4021
H-Gas 1_GWI	9,114	3494	0,7110	383,3	272,5	8,65	1,21	4021

Die für die Konturplots verwendeten Auswerteebenen sind in Abbildung 4-131 dargestellt.

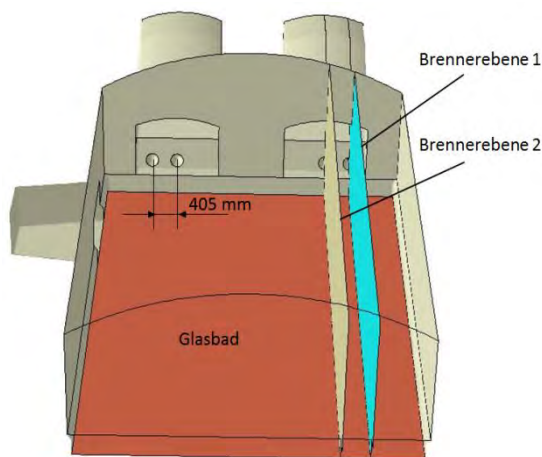


Abbildung 4-131: Geometrie der Glaswanne mit den Darstellungsebenen

In Abbildung 4-132 sind die CO-Verteilungen in der Brennebene 1 für die drei untersuchten Fälle einander gegenübergestellt. Aufgrund des Luftmangels bei der Verbrennung des H-Gas 3_GWI wurde keine vollständige Verbrennung in der Wanne erreicht, wodurch sich höhere H₂- und vor allem giftige CO-Anteile am Austritt der Wanne ergaben (s. Tabelle 4-41). Durch den unvollständigen Ausbrand besteht die Gefahr, dass es durch diese höheren H₂- und CO-Konzentrationen im Abgas zu Nachreaktionen im Regenerator beim Feuerwechsel kommen kann. Zudem leidet die Effizienz, da der Brennstoff nicht vollständig umgesetzt wird. Auch der Fall „H-Gas 1_GWI“ ist ineffizienter als der Referenzfall, jedoch aus einem anderen Grund: da dieses Brenngas einen geringeren minimalen Luftbedarf aufweist als das Referenzgas, erhöht sich die effektive Luftzahl im Ofenraum. Es wird - proportional gesehen - mehr Luft erwärmt, als für die Verbrennung eigentlich nötig wäre.

Da die Brenngasvolumenströme in diesem Szenario für alle drei Fälle gleich sind, schlagen sich die Änderungen in den Heizwerten der Gase unmittelbar in den Energiebilanzen der Fälle nieder. So kommt es im Fall „H-Gas 3_GWI“ aufgrund des höheren volumetrischen Heizwertes des Brenngases auch zu einem größeren Wärmeeintrag in das Glasbad. Beim „H-Gas 1_GWI“ mit seinem geringeren Heizwert hingegen wird weitaus weniger Wärme in die Schmelze eingebracht als im Referenzfall.

Auch die räumliche Verteilung der Wärmestromdichten auf der Glasbad-oberfläche verändert sich aufgrund der veränderten Flammenform (s. Abbildung 4-133). In beiden Fällen wäre mit einer Veränderung der Glasbeschaffenheit zu rechnen, da diese selbst auf geringe Prozessveränderungen sehr empfindlich reagiert.

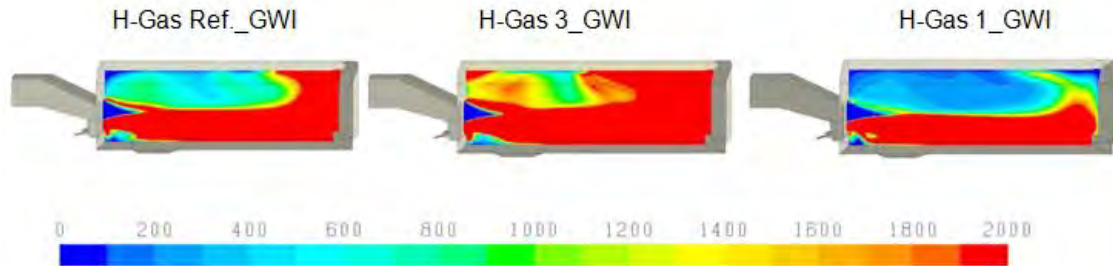


Abbildung 4-132: CO-Verteilung in ppm in der Brennerebene 1 bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstante Gas- und Luftvolumenströme)

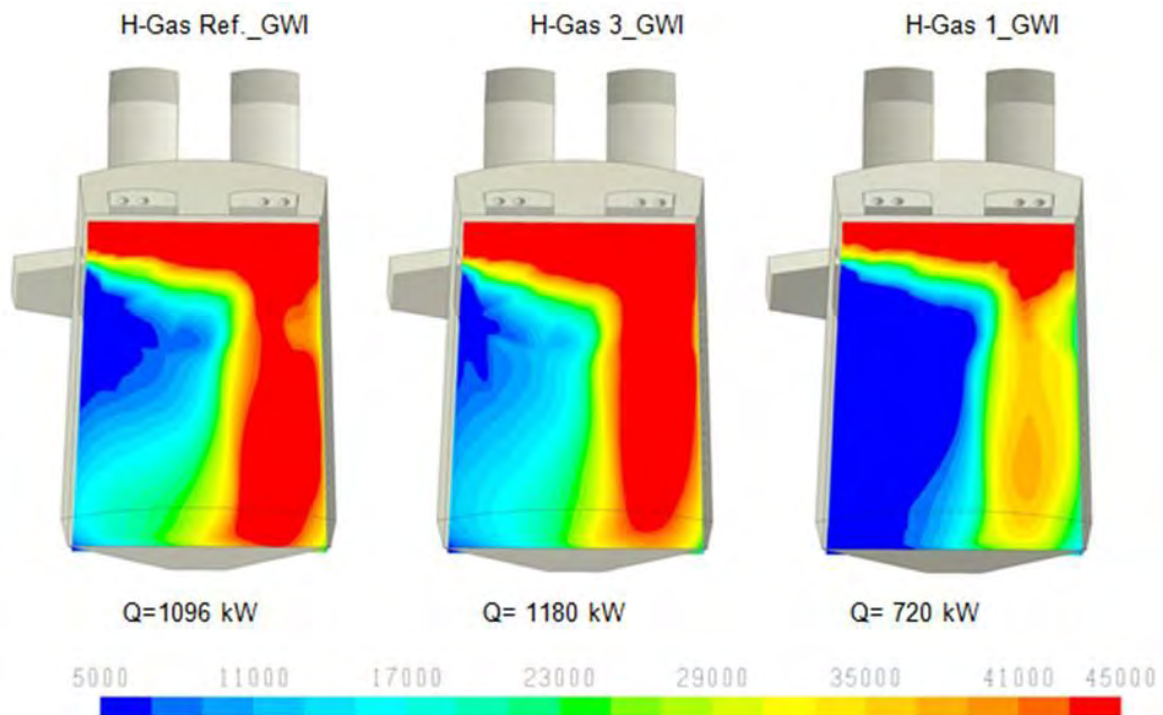


Abbildung 4-133: Gesamte Wärmestromdichteverteilung in W/m^2 auf der Glasbadoberfläche bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase (konstante Gas- und Luftvolumenströme)

In Tabelle 4-41 sind die Abgaskomponenten am Austritt der Wanne sowie die Leistungen und die Luftzahlen der Simulationen aufgeführt. Die unterstöchiometrische Verbrennung, die sich beim H-Gas 3_GWI-Fall einstellt, führt zu einer massiven Bildung von giftigem Kohlenmonoxid. Die NO_x -Bildung hingegen wird gedämpft, da für die kinetisch langsamen NO_x -Bildungsreaktionen kein Sauerstoff zur Verfügung steht.

Da dieser Fall in der Glasindustrie eher selten vorkommt, sondern die meisten Wannen aus den gerade aufgezeigten Gründen mit einer Sauerstoffsonde und entsprechender Regelung ausge-

stattet sind, werden die Ergebnisse dieses Falles nicht so ausführlich diskutiert, sondern auf die Auswirkungen und Analysen des nachfolgenden Szenarios verwiesen.

Tabelle 4-41: Betriebsdaten und Abgaszusammensetzungen sowie CO- und NO_x-Werte am Austritt des Abgasrohres beim konstanten Volumenstrom

		H-Gas Ref._GWI	H-Gas 3_GWI	H-Gas 1_GWI
Leistung	[kW]	4000	4554	3494
Luftzahl	[-]	1,05	0,93	1,21
CO₂	[Mol.-%]	11,38	11,11	9,50
N₂	[Mol.-%]	87,39	85,86	86,34
O₂	[Mol.-%]	1,23	0,00	4,16
H₂	[Mol.-%]	0,00	1,18	0,00
CO	[ppm]	11	18526	3
NO_x (@3 % O₂)	[ppm]	3458	1670	2850

4.2.4.2.1.3 Ergebnisse der Simulationen für die Glasschmelzwanne bei konstanter Luftzahl und konstantem Brenngasvolumenstrom

Während bei dem ersten Szenario die Volumenströme sowohl von Brenngas als auch von Luft nicht verändert wurden, wurden bei den im Folgenden vorgestellten Simulationen die Gasvolumenströme trotz Änderung der Gasbeschaffenheit konstant gehalten, während die Luftvolumenströme bei beiden Gasen (H-Gas 3_GWI und H-Gas 1_GWI) angepasst wurden, um eine konstante Luftzahl von 1,05 einzustellen. Dies entspräche einem Szenario, bei dem mit Hilfe einer O₂-Sonde im Abgaskanal eine Veränderung der globalen Luftzahl festgestellt und die anschließend durch eine Anpassung des Luftvolumenstroms gegengeregelt wurde. Die Betriebsdaten der Gase und die Randbedingungen für die Simulationen sind in Tabelle 4-42 dargestellt.

Die Simulation der Brennstoffumstellung von H-Gas Ref._GWI auf H-Gas 3_GWI bzw. auf H-Gas 1_GWI an der Glasschmelzwanne zeigt den Einfluss der Brenngaszusammensetzung auf den Feuerungsprozess auf. In diesem Szenario erkennt die O₂-Sonde zwar, dass sich der Brennstoff und damit die Stöchiometrie im Ofenraum geändert haben und regelt entsprechend gegen, um die Luftzahl konstant zu halten. Der Brenngasvolumenstrom jedoch bleibt unverändert, sodass, je nach Heizwert und Dichte des Brenngases, nun eine veränderte Wärmemenge durch die Verbrennung im Ofenraum freigesetzt wird. Für den Fall mit H-Gas 3_GWI bedeutet dies, dass durch den höheren Heizwert erheblich mehr Wärme in das Glasbad übertragen wird, während die Abgas- und Wandtemperaturen sowie die entsprechenden Wärmeströme ebenfalls ansteigen. Beim zweiten Fall mit H-Gas 1_GWI hingegen fallen sowohl die Abgastemperaturen als auch die Wärmeströme in die Wände bzw. das Glasbad deutlich geringer aus.

Tabelle 4-42: Betriebsdaten der berechneten Brennstoffe bei konstantem Gasvolumenstrom und konstanter Luftzahl

Gasart	$H_{i,n}$ [kWh/m ³]	Leistung [kW]	$\rho_{n, Gas}$ [kg/m ³]	$V_{n, Gas}$ [m ³ /h]	L_{min} [m ³ _{Luft} /m ³ _{Br.}]	λ [-]	$V_{n, Luft}$ [m ³ /h]
H-Gas Ref._GWI	10,436	4000	0,8004	383,3	9,99	1,05	4021
H-Gas 3_GWI	11,884	4554	0,9043	383,3	11,27	1,05	4536
H-Gas 1_GWI	9,114	3494	0,7110	383,3	8,65	1,05	3482

Die Abbildung 4-134 bis Abbildung 4-139 zeigen die Temperatur- und die CO-Verteilungen in der horizontalen Brennebene, die Gesamtwärmestromverteilung auf dem Glasbad, die Temperaturverteilung 100 mm über dem Glasbad sowie die Temperaturverteilungen in den vertikalen Brennebenen 1 und 2. Aufgrund der höheren Wärmeleistung von H-Gas 3_GWI steigt die Temperatur in der Wanne an und die Reaktionszone vergrößert sich im Vergleich zum beim H-Gas Ref._GWI, wie dies anhand der CO-Verteilung zu sehen ist. Die Temperatur über dem Glasbad nimmt ebenfalls zu. Die Ergebnisse der Simulation mit H-Gas 1_GWI zeigen hingegen eine umgekehrte Tendenz, da die Wärmeleistung niedriger ist als beim H-Gas Ref._GWI. Die Wärmestromverteilung auf dem Glasbad reagiert deutlicher auf die Gasbeschaffenheitsänderung, da die Glasbad-temperatur als feste Randbedingung gewählt wurde. Der Wärmeeintrag beim H-Gas 3_GWI liegt um ca. 33 % höher und beim H-Gas 1_GWI um ca. 32 % niedriger als beim Referenzgas (s. Abbildung 4-136). Der Temperaturanstieg und die Temperaturabsenkung, die sich auch in den Abgaswerten (s. Tabelle 4-43) wiederfinden, haben Einfluss auf die Wärmebelastung der Regeneratoren.

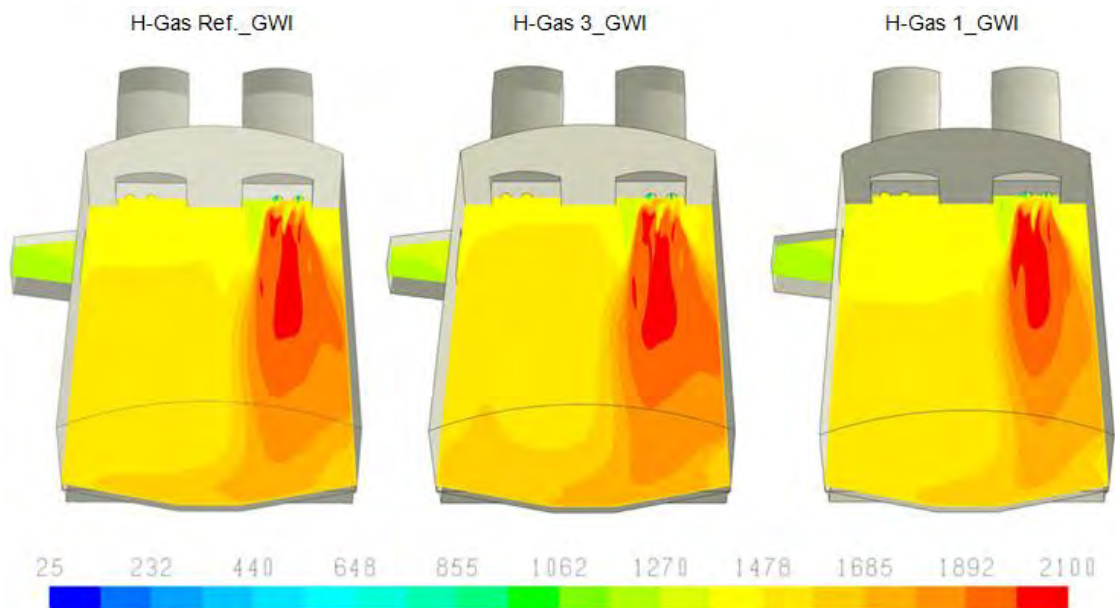


Abbildung 4-134: Temperaturverteilung in °C in der Brennebene bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{\text{Gas}} = 383,3 \text{ m}^3/\text{h}$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

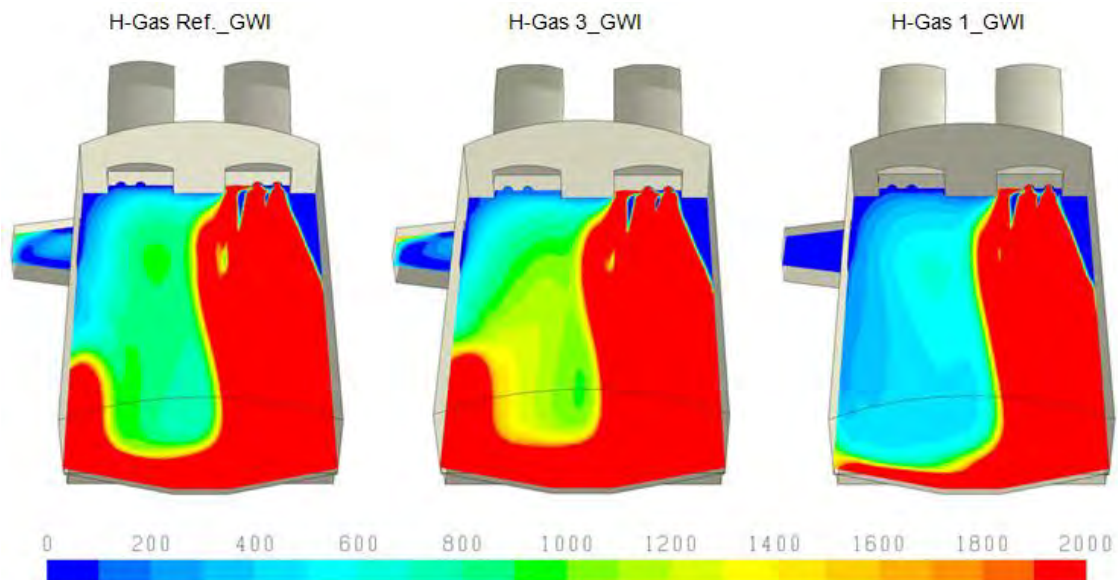


Abbildung 4-135: CO-Verteilung in ppm in der bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{\text{Gas}} = 383,3 \text{ m}^3/\text{h}$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

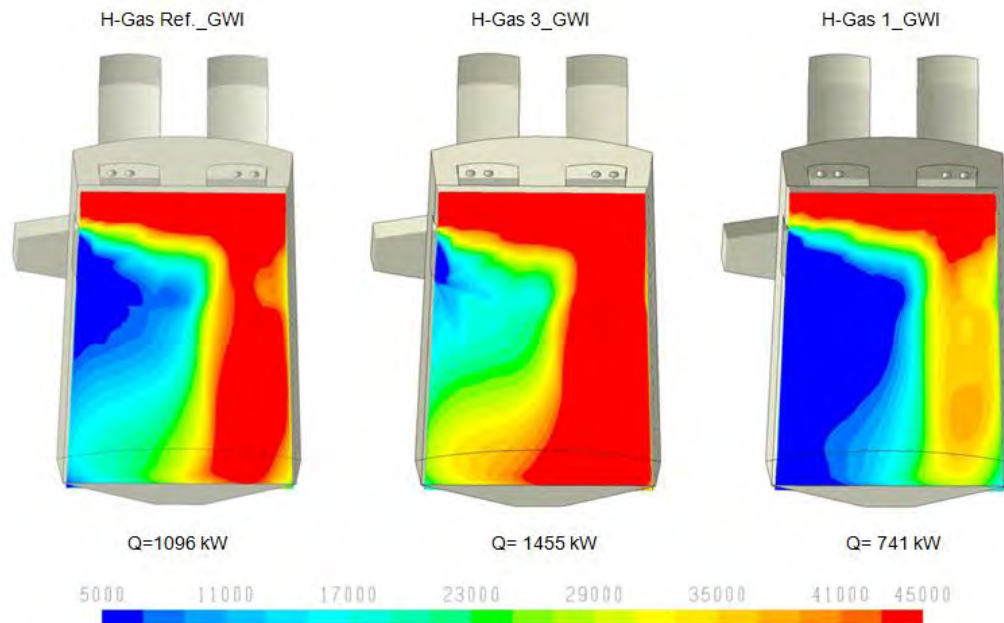


Abbildung 4-136: Gesamtwärmestromdichte-Verteilung in W/m^2 auf dem Glasbad bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{Gas}= 383,3 \text{ m}^3/h$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

Da in den Simulationen der Einfluss der sich aufgrund der ändernden Abgastemperatur auch ändernden Luftvorwärmtemperatur nicht mit berücksichtigt werden konnte, können die Auswirkungen durch solche Gasbeschaffenheitsschwankungen auf die Stabilität der Wanne und Auslastung der Regeneratoren noch gravierender sein. Das ganze System kann sich in einen instabilen Zustand hochschaukeln, der dann nur noch durch menschliches Eingreifen und Produktionsverlust kompensiert werden kann, wenn keine entsprechenden Regelungen vorhanden sind.

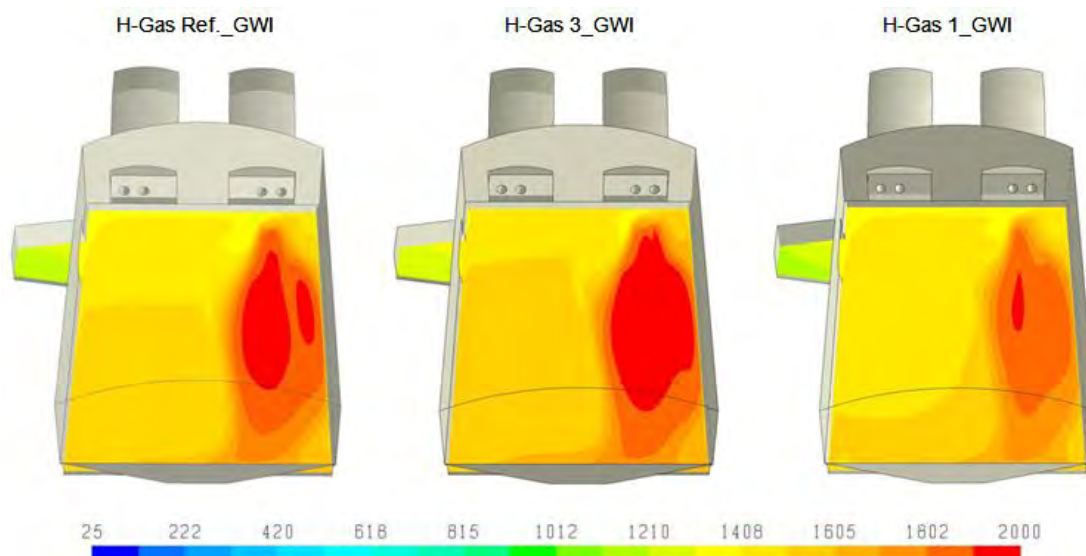


Abbildung 4-137: Temperaturverteilung in $^{\circ}C$ in der Höhe von 100 mm über dem Glasbad bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{Gas}= 383,3 \text{ m}^3/h$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

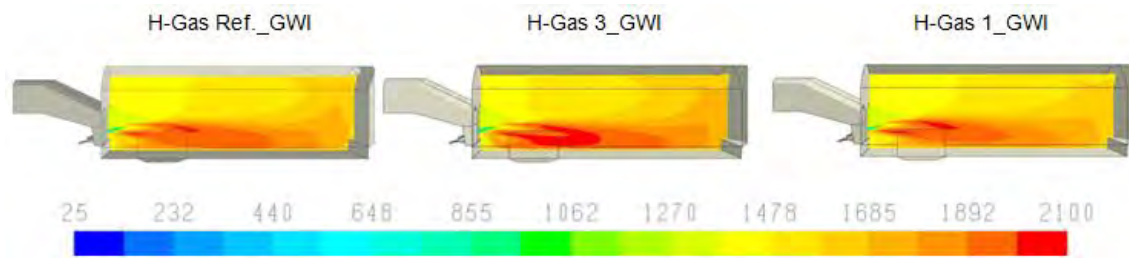


Abbildung 4-138: Temperaturverteilung in °C in der Brennebene 1 bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{\text{Gas}}= 383,3 \text{ m}^3/\text{h}$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

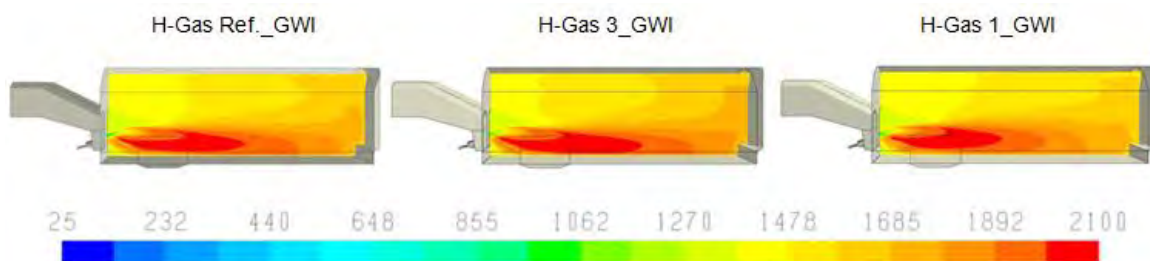


Abbildung 4-139: Temperaturverteilung in °C in der Brennebene 2 bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{\text{Gas}}= 383,3 \text{ m}^3/\text{h}$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

Die in Abbildung 4-136 dargestellte Änderung auf die übertragene Wärmeleistung auf das Glasbad hat wieder unmittelbaren Einfluss auf die Produktqualität.

In den folgenden Abbildung 4-140 und Abbildung 4-141 sind Geschwindigkeitsverteilungen 100 mm über dem Glasbad sowie die Stromlinienverläufe der Gas- und Luftströme bei der Verbrennung der untersuchten Brennstoffe dargestellt.

Aufgrund der Gasbeschaffenheitsänderung zeichnet sich ein Einfluss auf die Strömung in der Glasschmelzwanne ab. Die Umstellung auf H-Gas 3_GWI bei gleichem Volumenstrom des Brennstoffes hat eine Erhöhung des Volumenstromes der Verbrennungsluft und damit der Eintrittsgeschwindigkeiten zur Folge. Dies wird anhand der Geschwindigkeitsverteilung über dem Glasbad deutlich. Aufgrund der höheren Dichte des H-Gas 3_GWI sind der Massenstrom und dadurch der Impuls des Gases viel höher als beim Referenzgas. Für den Staubaustrag im Einlegerbereich hat dies einen negativen Effekt, da die Regeneratoren mit mehr Staub belastet werden.

Die Strömung im Oberofen der Glaswanne wird ebenfalls durch die Änderung der Gasbeschaffenheit geringfügig beeinflusst. Die Stromlinienverteilung in Abbildung 4-141 zeigt eine Vergrößerung der Strömungswalze beim H-Gas 3_GWI und eine Verkleinerung der Strömungswalze beim H-Gas 1_GWI im Oberofen.

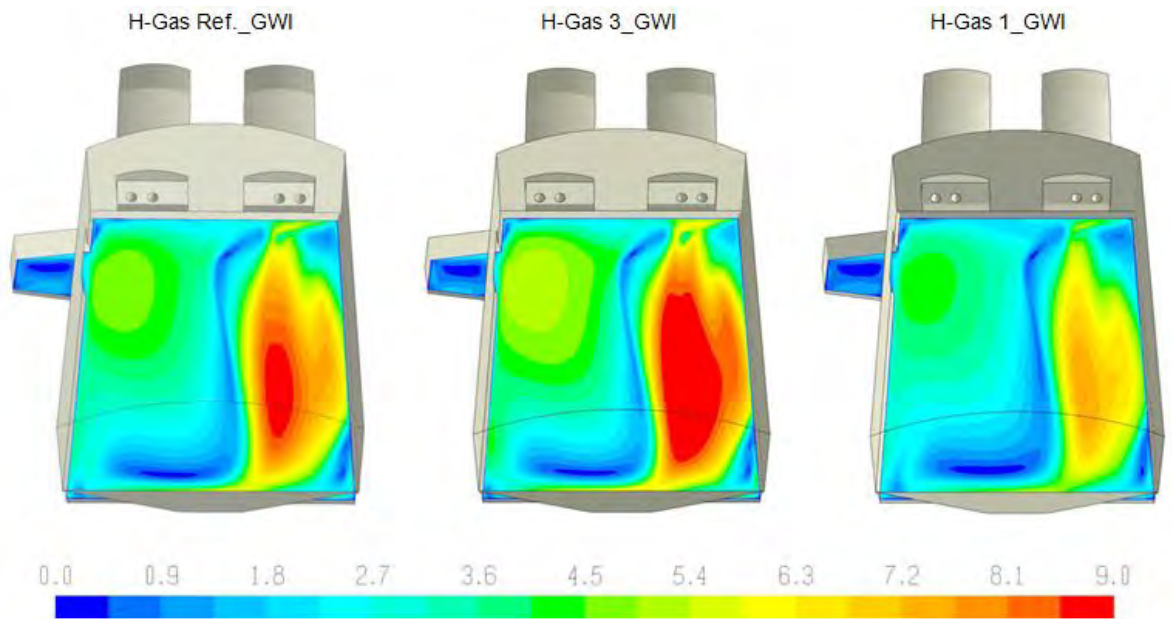


Abbildung 4-140: Geschwindigkeitsverteilung in m/s in der Höhe von 100 mm über dem Glasbad bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{\text{Gas}} = 383,3 \text{ m}^3/\text{h}$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

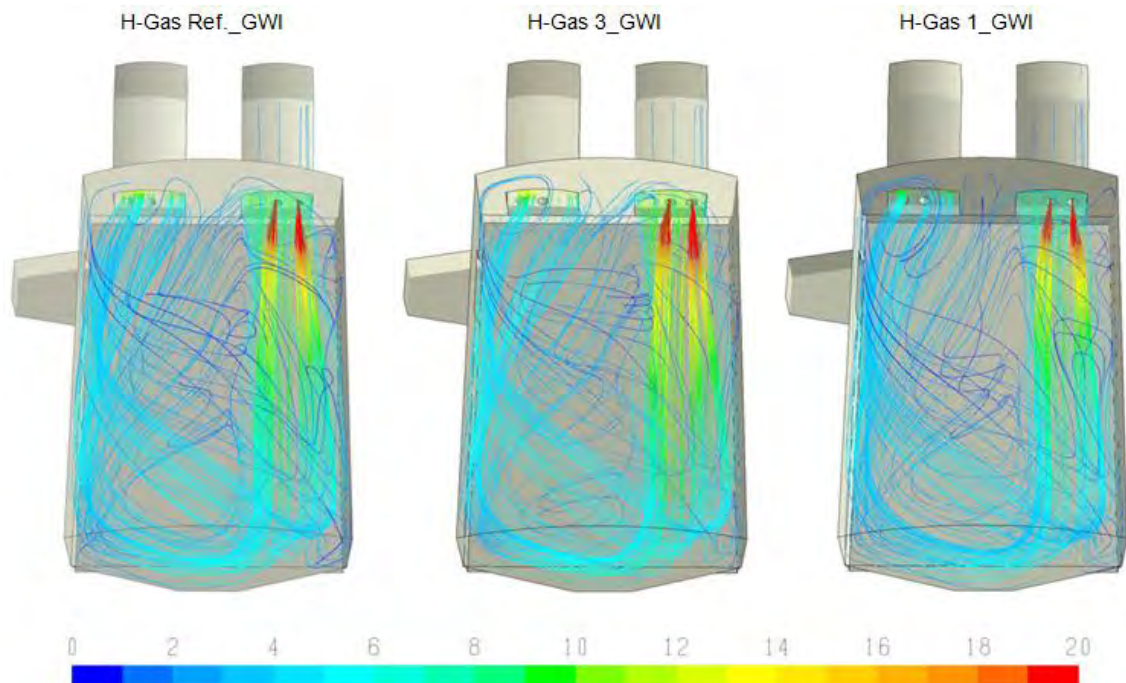


Abbildung 4-141: Stromlinien (die Farbskala definiert die Geschwindigkeit in m/s) der Gas- und Luftzufuhr bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{\text{Gas}} = 383,3 \text{ m}^3/\text{h}$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

Ein weiterer wichtiger Aspekt ist die Entwicklung der Wandtemperaturen an der Rückseite der Glasschmelzwanne je nach untersuchtem Brenngas. Im Falle des höherkalorischen H-Gas 3_GWI wird die Flamme im Ofenraum länger, so dass auch an der Rückwand der Wanne höhere Temperaturen in einem größeren Bereich auftreten. Je nach real verwendetem Feuerfestmaterial kann dies zu Schäden an diesen Stellen aufgrund von lokalen Überhitzungen führen, die laut den Simulationen teilweise über 50 K betragen können. Das H-Gas 1_GWI ist hier unkritischer, da sich wegen der anderen chemischen Eigenschaften des Gases geringere Flammenlängen und somit auch eine geringere Wärmebelastung der Rückwand ergeben (siehe Abbildung 4-141).

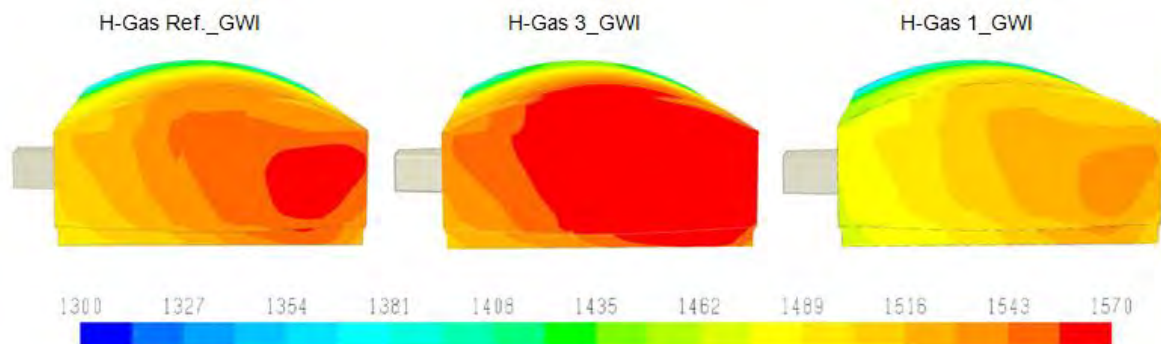


Abbildung 4-142: Verteilung der Wandtemperatur in °C bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase ($V_{\text{Gas}} = 383,3 \text{ m}^3/\text{h}$; Luftzahl $\lambda = 1,05$)

Die CO- und NO_x-Emissionen, die in Tabelle 4-43 aufgeführt sind, zeigen einen Anstieg der Werte beim H-Gas 3_GWI und eine Absenkung der Werte beim H-Gas 1_GWI. Dies lässt sich durch den Anstieg und die Absenkung der Temperatur in der Reaktionszone erklären. Der Anstieg der NO_x-Emissionen kann zur Überschreitung der gesetzlichen Grenzwerte führen.

Tabelle 4-43: Berechnete Temperaturen, Druckverluste von Luft und Gas sowie CO- und NO_x-Werte im Abgas

Gasart	$T_{\text{Ad.-Fl.}}$ [°C]	$T_{\text{Max.}}$ [°C]	T_{Abgas} [°C]	Δp_{Luft} [mbar]	Δp_{Gas} [mbar]	$\text{CO}_{\text{tr.-Abgas}}$ [ppm]	NO _{x, Abgas} – prozentuale Änderung
H-Gas Ref._GWI	2462	2160	1340	0,24	183	11	100
H-Gas 3_GWI	2472	2175	1377	0,31	207	28	107
H-Gas 1_GWI	2458	2133	1316	0,18	164	10	95

Tabelle 4-44 zeigt die integralen Wärmebilanzen der untersuchten Gase bei konstantem Brenngasvolumenstrom und konstanter Luftzahl. Aufgrund der steigenden Leistung bei der Verbrennung des H-Gas 3_GWI sind die die Systemgrenzen überschreitenden Wärmeströme höher als bei den anderen beiden Gasen.

Die Komponenten des trockenen Abgases am Austritt sind bei der Verbrennung der untersuchten H-Gase in der Tabelle 4-45 aufgeführt. Aufgrund des höheren Propan-Anteils im H-Gas 3_GWI liegen die CO₂-Emissionen über denen der anderen beiden H-Gase. Der CO₂-Anteil ist mit dem H₂O im Abgas verantwortlich für die höhere Wärmeübertragung durch Strahlung, wodurch die Wärmeströme bei der Verbrennung des H-Gas 3_GWI am höchsten sind.

Tabelle 4-44: Wärmebilanzen

Gasart	Q _{Reaktion} [kW]	Q _{Luft} [kW]		Q _{Glasbad} [kW]	Q _{Ofenwände} [kW]	Q _{Abgas} [kW]
H-Gas Ref._GWI	4000	2175		1096	2525	2554
H-Gas 3_GWI	4554	2437		1455	2632	2904
H-Gas 1_GWI	3494	1900		741	2519	2134

Tabelle 4-45: Zusammensetzung des Abgases der Glasschmelzwanne

Gasart	Abgaszusammensetzung (trocken) [Mol.-%]		
	CO ₂	N ₂	O ₂
H-Gas Ref._GWI	11,38	87,39	1,23
H-Gas 3_GWI	11,67	87,11	1,22
H-Gas 1_GWI	11,12	87,64	1,24

4.2.4.2.1.4 Fazit und Schlussfolgerung aus den durchgeführten Simulationsergebnissen für den untersuchten Glasschmelzprozess

Die vorliegenden Ergebnisse für einen hochsensiblen Industrieprozess zeigen eindringlich die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen nicht nur auf den eigentlichen Feuerungsprozess, sondern auch auf die vor- und nachgeschalteten Aggregate. Weiterhin werden Auswirkungen (z. B. erhöhter Staubaustrag) aufgezeigt, die nicht unmittelbar auf den ersten Blick auf eine Gasbeschaffenheitsänderung zurückzuführen sind. Nachfolgend sind die gezeigten Auswirkungen nochmals kurz zusammengefasst:

- Überschreiten der CO-Emissionsgrenzwerte: Es kommt zur Weiterreaktion im Regenerator beim Umschalten auf Luft und damit zur Beschädigung des Regenerators
- Änderung der Flammenlänge und -form: Beinhaltet eine Veränderung der Wärmeübertragung auf die Glasschmelze und damit eine Beeinflussung der Produktqualität
- Erhöhung der Geschwindigkeit über dem staubförmigen Gemenge: verursacht eine Erhöhung des Staubaustrages
- Erhöhung der Wandtemperatur: zieht Auswirkungen auf Feuerfestmaterial nach sich

- Einfluss auf den Luftbedarf und die Abgastemperatur: hat Auswirkung auf die Auslastung und Belastung der Regeneratoren und damit der Änderung der Lufteintrittstemperaturen, die dann wiederum Einfluss auf die Feuerraumtemperatur haben usw.
- Erhöhung der NO_x-Emissionen bei gleichbleibendem O₂-Gehalt: kann zu einer Überschreitung der NO_x-Grenzwerte führen.

4.2.5 Fazit der durchgeführten Untersuchungen

Die Ergebnisse der Untersuchungen an unterschiedlichen Systemen mit Experimenten und Simulationen zeigten, dass bereits innerhalb der ± 2 %-W_s-Schwankungsbreite unzulässige Emissionen, thermische Überlasten bzw. Effekte auf die Produktqualität auftreten können. Als besonders gasbeschaffenheitssensiblen Prozess kann die Glasschmelzwanne angeführt werden, die mit einem sehr geringen Luftüberschuss ($\lambda \approx 1,05$) eingestellt wurde. Auf Gasbeschaffenheitsschwankungen ohne Kompensationsansätze reagierte sie mit deutlichen Temperatur-, Strömungsfeld- und Emissionsänderungen, siehe Tabelle 4-46. Die Kompensation bzw. Nachregelung des Prozesses erfordert ein entsprechendes Prozessmodell, um die unerwünschten Effekte und den Prozess im Griff zu behalten. Durch den Einsatz von λ -Sonden im Abgas und Temperatursensoren im Prozess würden solche Gasbeschaffenheitsschwankungen, wie in der Tabelle 4-46 dargestellt, zumindest teilweise ausgeregelt und nicht in diesem Umfang auftreten.

Tabelle 4-46: Betriebsdaten und Abgaszusammensetzungen sowie CO- und NO_x-Werte am Austritt des Abgasrohres beim konstanten Volumenstrom ohne Kompensationsansatz

	Einheit	H-Gas Ref._GWI	H-Gas 3_GWI	H-Gas 1_GWI
Leistung	kW	4000	4554	3494
Luftzahl	1	1,05	0,93	1,21
CO₂	Mol.-%	11,38	11,11	9,50
N₂	Mol.-%	87,39	85,86	86,34
O₂	Mol.-%	1,23	0,00	4,16
H₂	Mol.-%	0,00	1,18	0,00
CO	ppm	11	18526	3
NO_x (@3 % O₂)	ppm	3458	1670	2850

Ein ähnliches Gasbeschaffenheitsszenario wie in Tabelle 4-46 führte dagegen beim Industriekesseltyp II zu einem anderen Ergebnis, das nochmals in der Tabelle 4-47 aufgeführt ist. Durch das Regelprinzip des Industriekesseltyps II wurde die Luftzahl effektiv nicht niedriger als beim Referenzgas „H-Gas Ref._DBI“ und die Emissionen blieben auf niedrigem Niveau, die Leistung variierte entsprechend den Gasbeschaffenheiten.

Tabelle 4-47: Effekte von Gasbeschaffenheitswechseln auf den Industriekesseltyp II

Industriekessel- typ II	Einheit	H-Gas Ref._DBI	H-Gas 1_DBI	H-Gas 3_DBI
λ	1	1,27	1,66	1,33
CO	mg/m ³	19	7	16,5
NO _x	mg/m ³	8,5	2	6,5

Am Beispiel eines Hochgeschwindigkeitsbrenners, siehe Tabelle 4-48, wird die Effektivität einer Verbrennungsgüteregelung deutlich. Ohne Verbrennungsgüteregelung würde im Fall der Gasbeschaffenheit „H-Gas 3_DBI“ der CO-Grenzwert nach der TA-Luft deutlich überschritten, während mit der Verbrennungsgüteregelung die Emissionen sogar niedriger als beim Referenzgas ausfielen. Auch bei einem Beschaffenheitswechsel innerhalb des $\pm 2\%$ Wobbe-Indexbandes werden die CO-Grenzwerte ohne Kompensation überschritten. Die Emissionen des untersuchten Gebläse-brenners bei einem Wechsel der Gasbeschaffenheit von H-Gas 1_DBI auf H-Gas 3_DBI ohne Kompensation („worst case“) bzw. bei einem realistischen Fall eines Beschaffenheitswechsels innerhalb des $\pm 2\%$ Wobbe-Indexbandes um das Referenzgas H-Gas Ref._DBI gehen aus Tabelle 4-49 hervor. Ohne Kompensation werden in beiden Fällen die CO-Grenzwerte überschritten.

Tabelle 4-48: Emissionen eines Hochgeschwindigkeitsbrenner bei unterschiedlichen Gasbeschaffenheiten ohne (nc) und mit (comp) Kompensation

Industriekesseltyp I

Hochgeschwindigkeitsbrenner		CO_nc	CO_comp
H-Gas Ref._DBI	mg/m ³	41	41
H-Gas 1_DBI	mg/m ³	43	37
H-Gas 2_DBI	mg/m ³	42	49
H-Gas 3_DBI	mg/m ³	171	15
H-Gas 4_DBI	mg/m ³	24	15

Tabelle 4-49: Emissionen eines Gebläsebrenners bei unterschiedlichen Gasbeschaffenheiten ohne Kompensation (nc), Industriekesseltyp I, Ausgangssauerstoffgehalt A bei H-Gas 1_DBI

Gebläsebrenner		CO_nc, A 3% O ₂	CO_nc, A 2,5 % O ₂	CO_nc, A 2,0 % O ₂
H-Gas 1_DBI	mg/m ³	< 20	< 20	< 20
H-Gas 3_DBI	mg/m ³	bis 60	bis 700	> 2000
H-Gas 1-2%_DBI	mg/m ³	-	-	< 20
H-Gas 3+2%_DBI	mg/m ³	-	-	≥ 50

Wie eingangs dieser Kapitelzusammenfassung erwähnt, können bereits Schwankungen von $\pm 2\%$ W_s -Band zu deutlichen CO-Anstiegen führen, was auch z. B. durch die detaillierte Simulationen von flachen vorgemischten Flammen, wie in Abbildung 4-143 belegt werden kann. Auch hier könnte mittels einer Verbrennungsgüteregelung die Luftzahl bei Gasbeschaffenheitswechsel zu „H-Gas 3+2%_EBI“ konstant gehalten werden, was zu einer Minderung der CO-Emissionen von 1040 ppm auf 62 ppm führen würde.

Anhand der Auflistung von einigen Beispielen aus den Untersuchungen wird die Bandbreite an Prozessen, Regelungsansätzen und Effekten deutlich. Gasbeschaffenheitsschwankungen können am besten durch eine kombinierte Verbrennungsgüte- und Leistungsregelung kompensiert werden. Gemäß der Prozessspezifikationen müssen die Emissionen und auch die Leistungen angepasst werden. Wie das geschehen kann und welche Kompensationsmöglichkeiten tatsächlich zur Verfügung stehen, stellt das nachfolgende Kapitel vor.

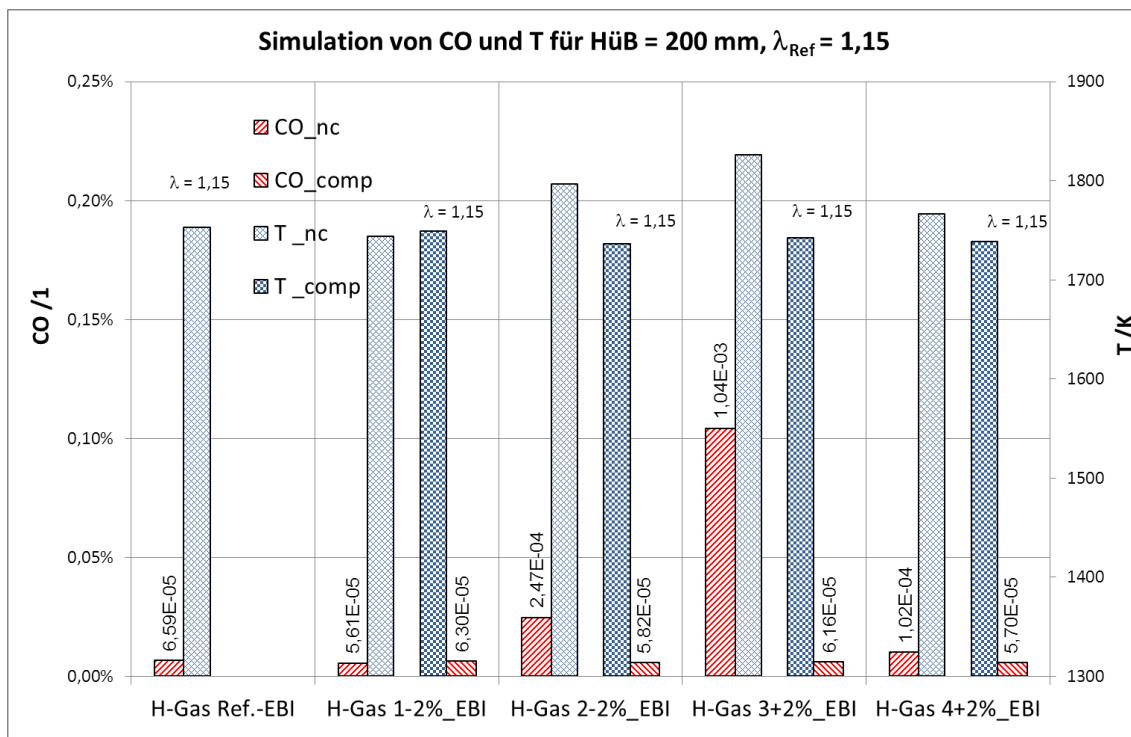


Abbildung 4-143: Simulation einer flachen Vormischflamme mit niedriger Luftzahlvorgabe ohne und mit Kompensation bei Gasbeschaffenheitsschwankungen im $\pm 2\%$ W_s -Band

4.3 Literaturverzeichnis

- [4.1] BDH (Bundesindustrieverband Deutschland Haus-, Energie- und Umwelttechnik e. V., Positionspapier „Energieeffizienz“ 01.02.2010
- [4.2] Industrielle Thermoprozessanlagen-Teil 2: Sicherheitsanforderungen an Feuerungen und Brennstoffführungssysteme: Deutsche Fassung EN 746-2, Februar 2011
- [4.3] Werschy, M. „Medienversorgung“, Fortbildungskurs 2011 „Effiziente Verbrennungstechnik für die Glasindustrie“, HVG, ISBN 978-3-9211089-60-6, 2011

- [4.4] B. Fleischmann, HVG: "Untersuchung der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen", DVGW-Projekt G1-06-01, Vortrag 06.10.2011 Pirna
- [4.5] B. Fleischmann, HVG: "Ergebnisse einer HVG-Umfrage zu Erfahrungen der Glasindustrie mit Gasbeschaffenheitsschwankungen im Erdgasnetz". HVG-Mitteilung Nr. 2155, 2012
- [4.6] Giese, A., "Gasbeschaffenheitsschwankungen - Mögliche Auswirkungen auf industrielle Anwendungen," Gaswärme International, no. 2, pp. 70–75, 2013
- [4.7] Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality. BP/IGU, 2011
- [4.8] [www.http://boiler.de/deu/dampfkessel/prinzip.html](http://boiler.de/deu/dampfkessel/prinzip.html) (Januar2013)
- [4.9] Slim, Darneveil, Gersen, & Levinsky. The combustion behavior of forced-draught industrial burners when fired within the EASEE-gas range of Wobbe index. KEMA Nederland B.V., Groningen, The Netherlands
- [4.10] Docquier, N., & Candel, S. (2002). Combustion control and sensors: a review. *Progress in Energy and Combustion Science*, 28(2).
- [4.11] Goodwin, D. (2003). An open-source, extensible software suite for CVD process simulation. In *Proceedings of CVD XVI and EuroCVD Fourteen*, M Allendorf, F Maury, and F Teyssandier (Eds.), Electrochemical Society, pp. 155-162.
- [4.12] Smith, G. P. (1997). http://www.me.berkeley.edu/gri_mech/. Retrieved from GRI 3.0 Mechanismus.
- [4.13] Warnatz, J. M. (2001). *Verbrennung*, 3. Aufl. Heidelberg: Springer
- [4.14] Dörr, H. (2009). Vergleichende Untersuchung von in-situ-Prozessdiagnostiken bei der Flammensynthese kleinster nanoskaliger Metalloxidpartikeln. Universität Karlsruhe.
- [4.15] Born, M. Vorlesungsunterlagen Verbrennungsrechnung: Stoff- und Enthalpiebilanzen von Verbrennungsprozessen. Freiberg.
- [4.16] Cerbe, G. (2004). *Grundlagen der Gastechnik* (6., vollständig neu bearbeitete Auflage Ausg.). München: Carl Hanser Verlag.
- [4.17] Fleischmann, B., Giese, A., Werschy, M., & Burmeister, F. (2011). HVG-Fortbildungskurs 2011: Effiziente Verbrennungstechnik für die Glasindustrie. Offenbach/Main: Verlag der Deutschen Glastechnischen Gesellschaft.
- [4.18] Fachhochschule Köln URL: http://www.f09.fh-koeln.de/imperia/md/content/institut_tga/fachschaft/grundstudium/verbrennungslehre/verbrennungslehre_formelsammlung.pdf ; [Online; Stand 10.08.2012]
- [4.19] Ballester, J., & Garcia-Armingol, T. (2010). Diagnostic techniques for the monitoring and control of practical flames. *Progress in Energy and Combustion Science*, 36(4), pp. 375 – 411.
- [4.20] Brockhinke, A., & Schulz, C. (2012). Selected papers about chemiluminescence of flames. *Appl. Phys. B*.
- [4.21] Klos, T. (1998). 1D-Multidimensionale-Raman-Streuung zur Messung charakteristischer Turbulenzeigenschaften. *Fortschrittsberichte VDI*.

- [4.22] BURGER, W., & BURGE, M. J. (2006). Digitale Bildverarbeitung. Eine Einführung mit Java und ImageJ. Springer.
- [4.23] Edelstein, A., Amodaj, N., Hoover, K., Vale, R., & Stuurman, N. (2010). Computer Control of Microscopes using Micromanager. Current Protocols in Molecular Biology, pp. 14.20.1-14.20-17.
- [4.24] Hartung, G., Hilt, J., Kaminski, C. F. (2006). A flat flame burner for the calibration of laser thermometry techniques. Meas.Sci. Technol. 17, 2485, DIN EN 437, D. E. (2003).
- [4.25] DIN EN 437 Prüfgase.
- [4.26] http://www.haustechnikdialog.de/shkwissen/Images/Bestandteile_einer_Dampfkesselanlage-Viessmann.jpg (Datum 07.08.2013)
- [4.27] Al-Halbouni, A.: Entwicklung NO_x-emissionsminimierter Heizkesselfeuerungen. Habilitation, Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, Shaker Verlag 2001.
- [4.28] Normenausschuss Heiz- und Raumluftechnik (NHRSt) im DIN. Automatische Brenner mit Gebläse für gasförmige Brennstoffe. DIN EN 676. Berlin : Beuth Verlag GmbH, 2008. ICS 27.060.20.
- [4.29] Universität Magdeburg. (kein Datum). Kapitel 4 - Verbrennung gasförmiger Brennstoffe. Verbrennung. Magdeburg, Deutschland
- [4.30] Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft - TA Luft. Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit: Erste Allgemeine Verwaltungsvorschrift zum Bundes-Immissionsschutzgesetz. Berlin: Carl Heymanns Verlag KG, 2002.
- [4.31] Fleischmann; Spielmann; Saint-Gobain Oberland AG. Wasserstoff im Brenngas - Prozessfeuerung. H₂ Einspeisung in das Brenngasnetz: Anmerkungen zu möglichen und absehbaren Problemen bei der Glasherstellung. s.l. : Hüttentechnische Vereinigung der Deutschen Glasindustrie e.V. und Deutsche Glastechnische Gesellschaft, 2012.
- [4.32] Giese, A.: Gasbeschaffenheitsschwankungen-Mögliche Auswirkungen auf industrielle Anwendungen. gaswärme International, 2013, Heft 2, S. 70-75
- [4.33] C. P. Ross; G. L. Tincher; M. Rasmussen: Glass melting technology: a technical and economic assessment. Glass Manufacturing Industry Council, 2004
- [4.34] Hotwork International AG, www.hotwork.ag
- [4.35] Giese, A.: Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf industrielle Thermoprozessanlagen, 4. gwi-Praxistagung „Effiziente Brennertechnik für Industrieöfen“, Tagungsunterlagen, April 2013, Essen
- [4.36] Fleischmann, B.: Hüttentechnische Vereinigung der Deutschen Glasindustrie e.V., Offenbach, HVG-Mitteilung
- [4.37] R. Cordier: "Impact des variations de la qualité du gaz H sur les usages industriels", Colloque "qualité du gaz", Association française du gaz, Paris, 2012
- [4.38] Baukal, Jr., C. E. (2010). Industrial Combustion Testing. Boca Raton: CRC Press.
- [4.39] DVGW-Arbeitsblatt G 685. (2008). DVGW-Regelwerk.
- [4.40] DVGW 260. (2013). Gasbeschaffenheit.

- [4.41] Gaydon, A. G. (1974). The Spectroscopy of Flames. 2nd edition. London: Chapman & Hall
- [4.42] Hentschel, J. (2006). Untersuchung gepulster Diffusionsflammen unter erhöhtem Druck. Universität Karlsruhe.
- [4.43] NEN. (2012). Netherland's Technical Agreement 8837.
- [4.44] Technische Regel - Arbeitsblatt DVGW G 262 (A), „Nutzung von Gasen aus regenerativen Quellen in der öffentlichen Gasversorgung“. Bonn, September 2011
- [4.45] Krause, H.; Köppel, W.; Fischer, M., Hansen, P.; Markewitz, P.; Kuckshinrichs, W.; Hake, J.-Fr.: Systemanalyse – Teil II - Bewertung der Energieversorgung mit leitungsgebundenen gasförmigen Brennstoffen im Vergleich zu anderen Energieträgern; Einfluss moderner Gastechnologien in der häuslichen Energieversorgung auf Effizienz und Umwelt. Abschlussbericht; DVGW-Förderkennzeichen G 5/04/09-TP2; Dezember 2011; <http://www.dvgw-innovation.de/die-projekte/archiv/systemanalyse-ii/>

5. Ansätze zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsänderungen

In diesem Kapitel sollen Ansätze zur Kompensation der unerwünschten Effekte durch Gasbeschaffenheitsschwankungen auf Gasanwendungen aufgezeigt werden. Nach einer kurzen Einleitung folgen Unterkapitel zu verschiedenen Messverfahren, auf denen wiederum die entsprechenden Regelungen aufbauen können. Es werden verschiedene, bereits marktverfügbare Methoden zusammengestellt und es wird auf innovative Kompensationsansätze eingegangen.

5.1 Allgemeine Betrachtung einer Gasanwendung

Die Eigenschaften des Erdgases sind durch dessen chemische Zusammensetzung geprägt, die aufgrund der Quellsituation und dem Zusammenfließen verschiedener Gasströme regional und zeitlich fluktuieren kann. Abhängig vom Prozess können folgende Eigenschaften relevant sein beziehungsweise das Erdgas für die jeweilige Anwendung hinreichend beschreiben: Wobbe-Index, Heiz-/Brennwert, chemischer Sauerstoffbedarf und das C/H-Verhältnis. In der Vergangenheit sind die Schwankungsbreiten und -frequenzen aufgrund von relativ konstanten Bezugssituationen, der angewandten Konditionierungspraxis und Vorgaben aus dem DVGW-Arbeitsblatt G 685 [5.1] relativ gering gewesen. Letzteres beschränkt, abhängig von der Einspeisungssituation, die Schwankungsbreite des Abrechnungsbrennwertes auf $\pm 2\%$ für einen Abrechnungszeitraum. Um die Effekte durch Gasbeschaffenheitsschwankungen und die Möglichkeiten zur Kompensation besser zu verstehen, ist in Abbildung 5-1 ein allgemeines Schema einer Gasanwendung dargestellt. Gas und Oxidator (z. B. Verbrennungsluft) treten als Edukte in den Prozess ein, die Leistung (Wärme, Strom, stoffliche Produkte) und Effizienz sind die gewünschten und die Schadstoffemissionen sind die unerwünschten Produkte. Anhand der in Abbildung 5-1 kursiv aufgeführten Eigenschaften des Oxidators und des Brenngases, die einen direkten Einfluss auf die Leistung, Produktqualität, Effizienz, Emissionen an Schadstoffen und die Prozessstabilität haben, werden die Ursachen und Ansätze für einige Kompensationsmethoden aufgezeigt.

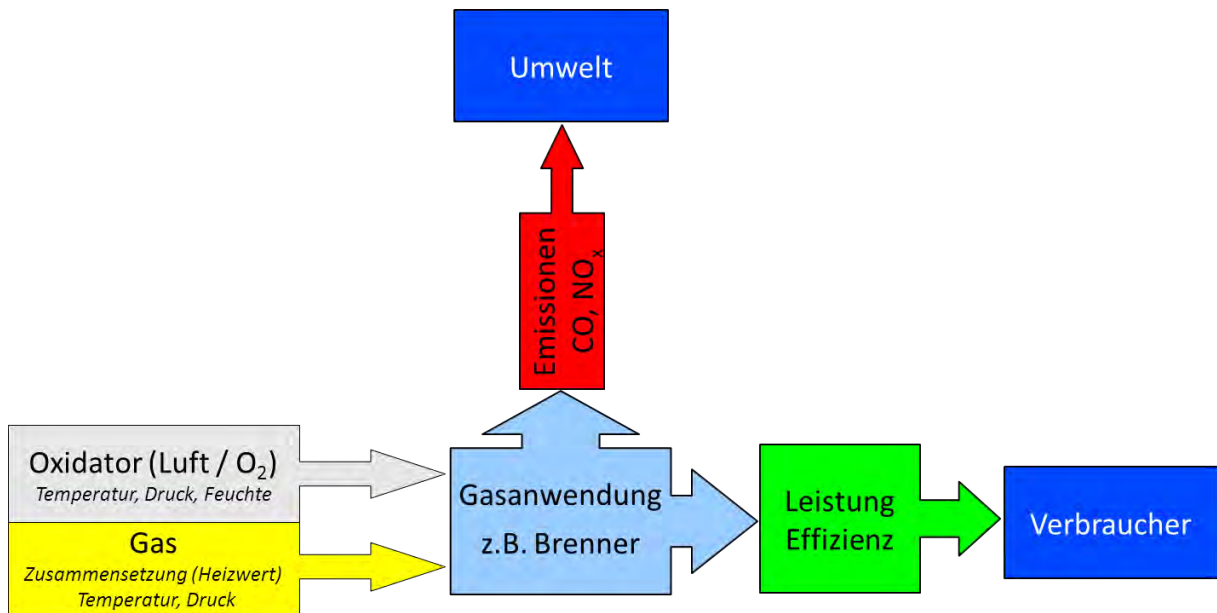


Abbildung 5-1: Einfluss der Eigenschaften von Gas und Oxidator auf die Leistung, Effizienz, Emission an Schadstoffen und den Prozess

Die Verbrennungsluft variiert bezüglich der Temperatur, dem Druck und der Feuchte häufig, wie die Umgebungsbedingungen bzw. die Bedingungen in der Frischluftzuführung. Eine relativ konstante Zusammensetzung der Hauptluftkomponenten Stickstoff N₂, Sauerstoff O₂, Argon Ar und Kohlendioxid CO₂ wird in dem Schema angenommen, auch wenn die Zusammensetzung abhängig von der Umgebung kleinen und in der Regel gegenüber den Temperatur- und Druckvariationen vernachlässigbaren Schwankungen unterliegt. Im Winter können bei konzentrischer Zu- und Abluftführung die Temperaturen stark schwanken. Bei Beginn eines Prozesses wird eine sehr kalte Verbrennungsluft angezogen, die im laufenden Prozess durch das Gegenstromprinzip aufgewärmt bei der Gasanwendung ankommt. Luftdruckschwankungen können im Jahr durchaus im Bereich von 30 - 40 hPa⁷ liegen und beeinflussen über die Luftdichte auch den absoluten Sauerstoffgehalt pro Volumen, wenn auch in der Regel weniger ausgeprägt als die Temperaturschwankungen. Die Schwankungsbreite der Verbrennungslufttemperatur hängt stark von der Art der Zuluftzuführung und der Prozessfahrweise (kontinuierlich, intermittierend) ab. Dem könnte durch eine entsprechende Temperatur- bzw. Absolutdruckmessung der Verbrennungsluft und Berücksichtigung der Effekte auf den Sauerstoffgehalt Rechnung getragen werden. Indirekt kann dies auch über eine gekoppelte Volumenförderung von Luft und Gas erfolgen, wie es bei einigen Gas-Luft-Verbundsystemen der Fall ist. Die Feuchte der Verbrennungsluft hat vielfach Auswirkungen auf die Verbrennungsemissionen. Höhere Verbrennungsluftfeuchten reduzieren mitunter signifikant die NO_x-Bildung. Damit lassen sich niedrige NO_x-Messwerte im Sommer gegenüber höheren im Winter bei sonst vergleichbaren Bedingungen erklären. Insgesamt prägt die Verbrennungsluft vor allem mit

⁷ Die Schwankungsbreite des Luftdrucks in 2012 am Standort Karlsruhe: 37 hPa.

ihren Temperatur- und Druckschwankungen ein Toleranzfeld auf, das bei der Prozesskonzeption und -fahrweise berücksichtigt werden muss.

Analog wie die Verbrennungsluft, hängt auch das Edukt Gas von Temperatur und Druck ab; die Feuchte spielt aufgrund der Gasbeschaffenheitsanforderungen eine untergeordnete Rolle. Vor allem wegen des Korrosionsschutzes im Transport- und Verteilnetz liegen die zulässigen Wassertaupunkte abhängig vom Druckniveau⁸ unter -45 °C (MOP³) $> 10\text{ bar}$) bzw. -33 °C (MOP $\leq 10\text{ bar}$) entsprechend 50 mg/m^3 bzw. 200 mg/m^3 [5.2]. Dagegen spielt die Zusammensetzung des Gases eine wichtige Rolle. Wie in den vorangegangenen Kapiteln gezeigt, variieren die Zusammensetzungen signifikant mit der Herkunft des Erdgases, die neben den Quellen auch die Vermischung verschiedener Erdgasbeschaffenheiten auf dem Weg zur Gasanwendung umfassen können. Aus der Zusammensetzung eines Gases können die weiteren o. g. Eigenschaften berechnet werden. Der chemische Sauerstoffbedarf ist so leicht zu ermitteln und eine Prozesseinstellung mit einer Luftzahl $\lambda = 1,0$ wäre das Ideal bezüglich der Bruttosummenreaktion (Beispiel Methanverbrennung: $\text{CH}_4 + 2\text{ O}_2 \leftrightarrow \text{CO}_2 + 2\text{ H}_2\text{O}$). Aufgrund von deutlich komplexeren Reaktionsmechanismen mit Nebenreaktionen und Radikalbildungen sowie Wärmetransportvorgängen müssen die meisten Anwendungen aber mit einer Luftzahl $\lambda > 1,0$ gefahren werden, um, wie in den vorigen Kapiteln vielfach gezeigt, eine vollständige Verbrennung zu erreichen.

5.2 Gaseigenschaften aus messtechnischer Sicht

Erdgas besteht, wie vielfach bereits gezeigt, vor allem aus Methan als Hauptkomponente. Als Nebenkomponten treten vor allem kurzketzige Alkane (allg. $\text{C}_m\text{H}_{2\cdot(m+1)}$), wie z. B. Ethan, Propan, Butan und inerte Bestandteile wie Stickstoff und Kohlendioxid auf. Verbrennungstechnisch sind vor allem die Kohlenwasserstoffe von besonderem Interesse. In der homologen Reihe der im Erdgas dominanten Kohlenwasserstoffkomponenten Methan (CH_4), Ethan (C_2H_6), Propan (C_3H_8) und Butan (C_4H_{10}) unterscheiden sich die Moleküle jeweils um eine Methyleneinheit (CH_2). Das drückt sich in vielen Eigenschaften durch relativ konstante Inkremente aus, wie es die Abbildung 5-2 am Beispiel des Brennwertes aufzeigt. Diese Verhältnismäßigkeiten treffen auch auf andere physikalische Eigenschaften zu. Zum Beispiel lassen weitere physikalische Eigenschaften wie die Schallgeschwindigkeit, Wärmekapazität, Wärmeleitfähigkeit, Dielektrizitätskonstante, Viskosität und Infrarotabsorption ebenfalls kontinuierliche Abhängigkeiten erkennen, welche durch entsprechende Funktionsgleichungen beschrieben und als Grundlage für Messverfahren genutzt werden können. Dies wird in den Abbildung 5-3 bis Abbildung 5-4 an einigen Beispielen gezeigt.

⁸ Taupunkttemperaturangaben bei Atmosphärendruck

³ Maximum Operating Pressure

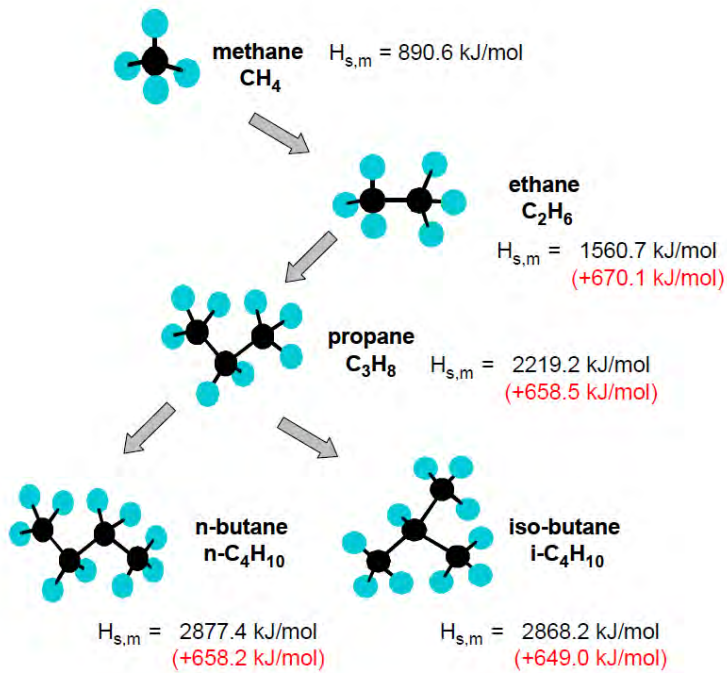


Abbildung 5-2: Molekulare Struktur der Alkane von Methan bis zu isomeren Butanen, mit dem jeweiligen Brennwert und dem Anstieg des Brennwertes zum vorherigen Alkan [5.3]

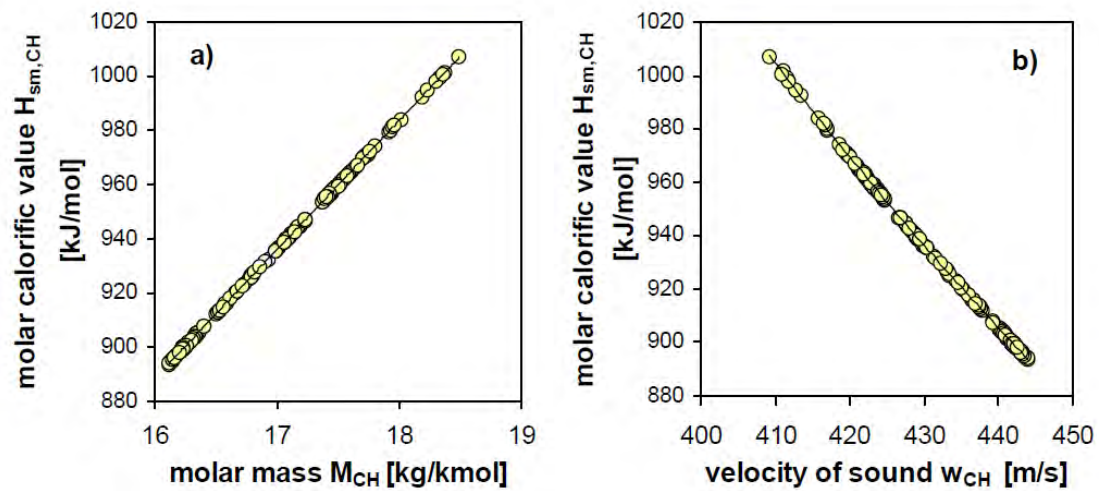


Abbildung 5-3: Molarer Brennwert als Funktion der a) molaren Masse und b) der Schallgeschwindigkeit bei Normzustand (Analyse der Kohlenwasserstoffe aus 210 Erdgasanalysen) [5.3]

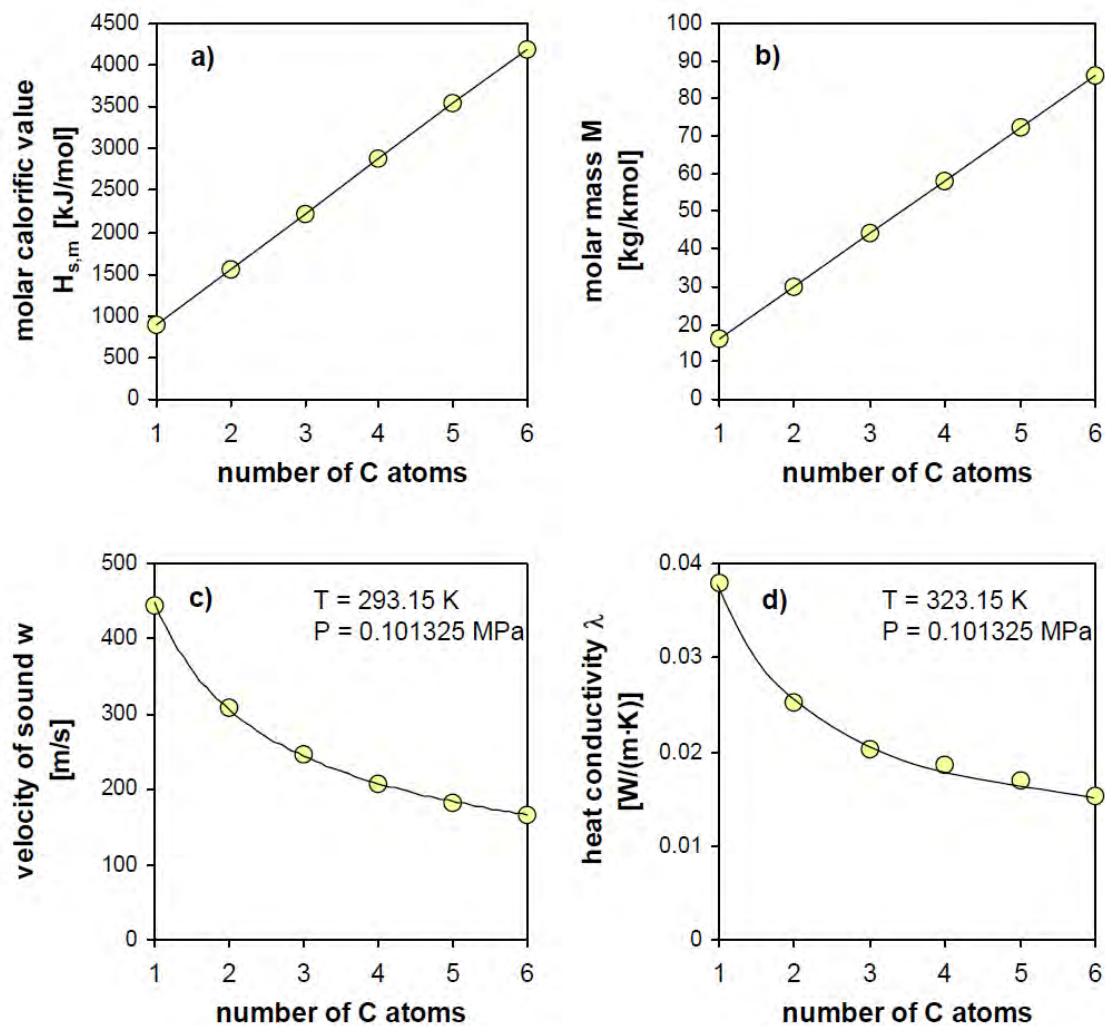


Abbildung 5-4: Physikalische Eigenschaften der Alkane aufgetragen über die Anzahl der Kohlenstoffatome [5.3]

In Abbildung 5-3 ist exemplarisch die Abhängigkeit des molaren Brennwertes von der molaren Masse und der Schallgeschwindigkeit dargestellt. Aufgrund ihrer einfachen Messbarkeit werden diese physikalischen Eigenschaften häufig für korrelative Systeme genutzt.

Diese kontinuierlichen Abhängigkeiten zwischen den verschiedenen physikalischen Eigenschaften und der Anzahl der Kohlenstoffatome ist der Grund für die sehr guten Ergebnisse von korrelativen Verfahren im Einsatz mit Erdgas. Es ist jedoch darauf hinzuweisen, dass die hier angeführten direkten Beziehungen nur die Alkane im Erdgas berücksichtigen und die Anteile von CO_2 und N_2 als vernachlässigbar angesehen werden können. Die Güte speziell der korrelativen Verfahren ist somit direkt abhängig von der Kontinuität der Beziehung zwischen Anzahl der Kohlenstoffatome und der jeweiligen physikalischen Eigenschaft. Abweichungen von den hier gezeigten Zusammenhängen durch z. B. Wasserstoffbeimischungen oder höhere Inertgasanteile können daher negative Effekte auf korrelative Messansätze haben. Sollten dem Erdgas nun andere Kohlenwasserstoffe (z. B. Cycloalkane, Alkene, Aromaten usw.) oder Wasserstoff beigemischt werden, gilt die vorangestellte Beziehung nicht mehr.

Die vorangegangenen Ausführungen verdeutlichen, dass die Charakterisierung der im Erdgas enthaltenen Kohlenwasserstoffe durch die Messung einer einzelnen physikalischen Eigenschaft erfolgen kann. Im Hinblick auf die reale Zusammensetzung von Erdgasen wird klar, dass zwei weitere Messgrößen erforderlich sind, um z. B. ein ternäres Modellgasgemisch (CH_4 , CO_2 und N_2) präzise beschreiben zu können. Die zwei fehlenden Bestandteile sind Stickstoff und Kohlendioxid, welche in einem zweiten Schritt quantifiziert werden müssen. Der Kohlendioxidanteil lässt sich dabei z. B. sehr einfach und kostengünstig über die Infrarotabsorption messen. Sind nun im verallgemeinerten Fall in einem Gemisch mit N-Komponenten die molaren Anteile von N-1 Komponenten bekannt, so ergibt sich durch den Fehlbetrag auf 100 Mol-% automatisch der Anteil der ausstehenden N-ten Komponente (z. B. N_2). Der Messaufwand kann daher folgerichtig auf die Erfassung zweier Komponenten bzw. Gruppen von Komponenten begrenzt werden. Die Auswahl der Messgrößen und des Auswerteverfahrens ist dabei maßgeblich für die Güte der Korrelation verantwortlich [5.4].

Die hier vorgestellten Überlegungen bilden die Basis nahezu aller korrelativen Systeme, die zurzeit am Markt verfügbar sind und im Abschnitt 5.3.3.1.2.2 „Korrelative Messsysteme“ mit Neuentwicklungen vorgestellt werden. Die technologische Umsetzung als auch die verwendeten Korrelationsalgorithmen weichen jedoch je nach Hersteller voneinander ab. Verschiedene Aspekte wie Messgenauigkeit, Kosten und Langzeitstabilität fließen in die genaue Ausgestaltung der Systeme ein. Die verschiedenen Zusammenhänge werden verwendet, um die jeweils prozessrelevanten Eigenschaften wie z. B. Brennwert, Dichte, Wobbe-Index, Luftbedarf als Funktion mehrerer physikalischer Messgrößen zu berechnen. Die große Zuverlässigkeit, Schnelligkeit und Präzision der korrelativen Systeme ist dabei, wie bereits oben angeführt, direkt von dem linearen Zusammenhang zwischen der Anzahl der Wasserstoff- und der Kohlenstoffatome in Alkanen abhängig.

Insbesondere Wasserstoff wird bisher bei keinem der am Markt verfügbaren korrelativen Verfahren berücksichtigt. Die Systeme sind somit für die Vermessung von Erdgas, welches mit Wasserstoff angereichert wurde, weniger geeignet. Entsprechende korrelative Systeme, welche den beigemischten Wasserstoff berücksichtigen, befinden sich in der Entwicklung und werden mittelfristig ihre Marktreife erreichen.

5.3 Ansatzpunkte für Kompensationsverfahren

Um die unerwünschten Effekte durch Gasbeschaffenheitsschwankungen zu verringern, bieten sich verschiedene Ansatzpunkte an. Gasbeschaffenheiten können auf Basis von Messungen an der Quelle, an Konditionierungsstellen im Transport- bzw. Verteilnetz oder Einspeisungsstellen so eingestellt werden, dass Gasbeschaffenheitsfluktuationen im nachgeschalteten Netz nur gedämpft auftreten. Weitere Ansatzpunkte existieren auf der Anwendungsseite, die über die Messung von Gaseigenschaften, die Auswertung von Prozesssignalen bzw. Emissionen entsprechende Regelansätze vorsehen.

5.3.1 Quellenseitiger Kompensationsansatz für PtG

Durch das Konzept der Wasserstoffeinspeisung kann mit Wasserstoff eine neue Komponente im Mol-Prozentbereich im Erdgasnetz auftreten, die sich deutlich in ihren Verbrennungseigenschaften von Methan unterscheidet. Für einige Bereiche ist die Wasserstoffverträglichkeit noch ein aktueller Untersuchungsgegenstand. Dabei handelt es sich vor allem um Porenspeicher, Gasturbinen und Gasmotoren (CNG-Fahrzeuge: H₂-Begrenzung auf 2 %). Wie die Untersuchungen des DBI an Industriekesseln im Rahmen dieses Projekts zeigten, sind durch Wasserstoffzumischungen Flammenveränderungen (Flammenposition und Flammengeometrie, erhöhte Wärmebelastung am Brennermund, evtl. Flammenrückschlag) und auch Wirkungsgradverringerungen möglich. Diese denkbaren anwendungsseitigen Einflüsse durch Wasserstoffbeimischungen relativieren die ca. 15 % Umwandlungsverluste bei der Methanisierungsreaktion. Um die Nachteile von Wasserstoff beim Transport (z. B. geringerer Energiegehalt), der Speicherung (Auswirkungen) und der Gasverwendung (s. o.) zu minimieren, bietet sich die Methanisierung (katalytisch oder biologisch) als Kompensationsmethode an.

5.3.2 Netzseitige Kompensationsansätze

Die Gasbeschaffenheitsschwankungen können netzseitig durch die Konditionierung gedämpft werden. Hierbei wird das Gas durch Beimischung von hochkalorischen Gasen (LPG) oder Verdünnungsgasen auf einen vorgegebenen Brennwert eingestellt. Die Konditionierung ist ein etabliertes Verfahren, welches besonders durch die Biomethaneinspeisung wieder an Relevanz gewonnen hat, um ein netzkonformes Biomethan einspeisen zu können. Die LPG/Luft-Beimischungen zum Erdgas bei Spitzenbedarf stellt ebenfalls eine erprobte Konditionierungspraxis dar, die ebenfalls Gasbeschaffenheitsschwankungen nach sich zieht. Eine entsprechende Steuerung der Gasströme an Knotenpunkten, um durch gezielte Mischung unterschiedlicher Gasbeschaffenheiten geringere Gasbeschaffenheitsschwankungen in den nachgeschalteten Netzen zu erzielen, ist durch die Trennung von Gasversorger und Gasnetzbetreiber erschwert.

Im Bereich gasbeschaffenheitssensibler Prozesse sind zum Teil Konditionierungsanlagen lokal installiert und in die Prozesssteuerung eingebunden. Je nach Prozess und Strategie werden als Konditionierungsgase LPG, Stickstoff oder Luft eingesetzt.

In den Niederlanden wird im Rahmen des Gasstrategiepapiers NTA 8837 [5.5] ein Wobbe-Index-Bereich von ± 2 % vorgegeben, der vielfach eine Konditionierung der Gase, vor allem auch an den LNG-Einspeiseterminals, erfordert.

5.3.3 Anwendungsseitige Kompensationsansätze

Mögliche Messstrategien zur Prozessregelung zeigt die Abbildung 5-5 des Verbands der Schweizerischen Glasindustrie [5.6], die um Temperaturmessungen im Verbrennungsraum erweitert ist:

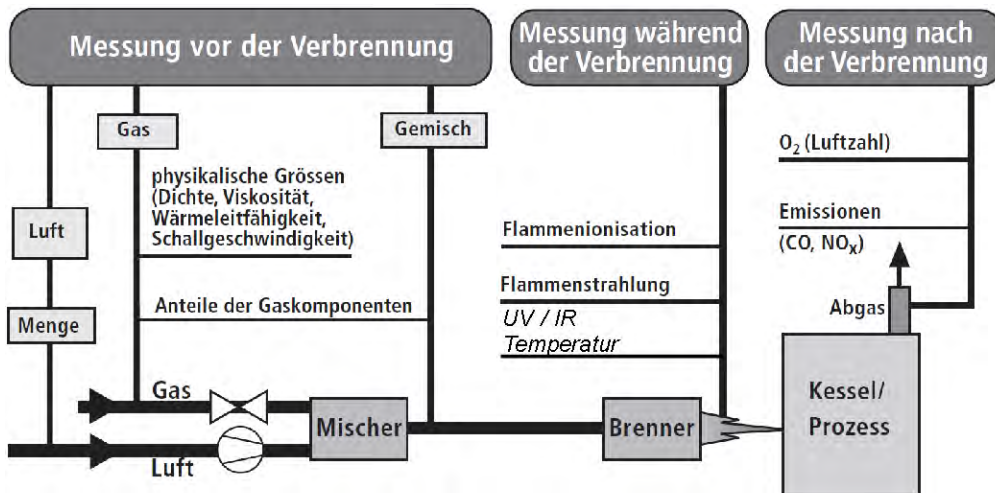


Abbildung 5-5: Prinzipielle Messvarianten für eine adaptive Verbrennungs-/Prozessregelung [5.6]

Die Messungen der Oxidator- und Brenngaseigenschaften sind in Abbildung 5-5 links unter der Rubrik „Messung vor der Verbrennung“ mit den entsprechenden Möglichkeiten angeordnet. Die Bestimmung von Gaseigenschaften kann von der chemischen Analyse mit weitgehenden Messungen der Gaszusammensetzung bis zur Messung einzelner physikalischer Eigenschaften wie z. B. der Wärmeleitfähigkeit reichen. Die Überwachungsmöglichkeiten des eigentlichen Verbrennungsprozesses und damit in den meisten Fällen auch der Produktqualität folgen in der Rubrik „Messung während der Verbrennung“. Zur Flammenüberwachung etablierte Verfahren wie die Flammenionisation, die Flammenstrahlung und die Temperaturmessung können auch zur Verbrennungsregelung eingesetzt werden [5.7, 5.8]. Als dritte Messvariantenrubrik „Messung nach der Verbrennung“ schließen sich die Emissionsmessungen im Abgas an. Je nach Prozess und Anforderung werden der Restsauerstoffgehalt, die Konzentrationen an CO, CO₂ oder NO_x und die Abgastemperaturen gemessen.

Um aus den Messgrößen in Abbildung 5-5 Regelgrößen werden zu lassen, bedarf es einer Anbindung im Sinne einer geschlossenen Rückkopplung an die Prozesssteuerung [5.7 - 5.10]. Eine prinzipielle Darstellung zeigt Abbildung 5-6 und beinhaltet neben den Übertragungspfaden für die Steuersignale vor allem ein Regelungsmodell, das die Sensorsignale mit Steuersignalen korreliert. Hier müssen sensorseitig der Messbereich und die Messfrequenz auf die Anwendung und die möglichen Gasbeschaffenheitsschwankungen abgestimmt sein. Auf Seiten der Aktuatoren (Ventile, Druckregler) müssen die Stellbereiche entsprechend der Regelungscharakteristik dimensioniert sein. Regelungstechnisch muss die Steuerung die Leistung, die Verbrennungsgüte und stabile Betriebszustände einregeln.

Häufig wird ein einzelner Sensor als Führungssensor eingesetzt, der z. B. über das CO-Signal die Verbrennungsgüte optimiert. Im Fall von Glasschmelzwannen ist jedoch die eigentliche Führungs-

größe die Temperatur (z. B. Temperaturmessstelle im Gewölbe bei Glasschmelzwannen). Eine Leistungseinstellung und Verbrennungsgüteregelung erfolgt unter Anwendung der Geräte-/ Prozessparametrierung (u. a. mit hinterlegten Kennlinienfeldern). Dabei müssen das Modell und die Regelparameter hinreichend robust für den Anwendungsbereich ausgewählt sein. Am Beispiel des CO-Signals kann dieses durch Temperatur- oder Druckschwankungen in der Verbrennungsluft oder durch Gasbeschaffenheitsfluktuationen bedingt sein.

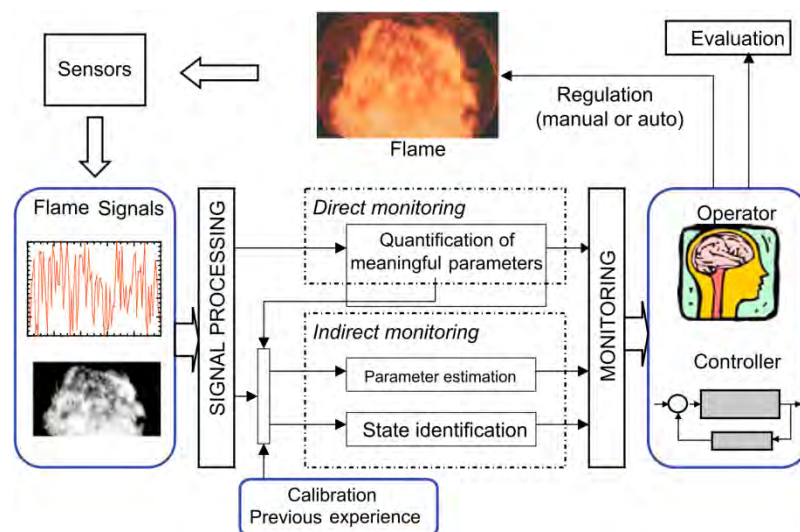


Abbildung 5-6: Schematische Darstellung der Informationsflüsse in einer Feuerungssteuerung [5.8]

In gewerblichen und industriellen Bereichen kommen häufig sehr spezifische Systeme zum Einsatz, wobei die Prozesstechnik, z. B. ein Brenner von einem Hersteller, die Mess- und Regeltechnik von Drittanbietern zu einem System konfiguriert werden. Illustrativ wird das in Abbildung 5-7 am Beispiel einer Brennstoff-Luft-Verbundregelung gezeigt, einige ähnliche Varianten sind in [5.10] aufgeführt. Der Kessel für Gas- oder Ölbetrieb kommt von einem Hersteller und wird von einem Drittanbieter mit einer Regelung mit CO/O₂-Abgassensorik ausgestattet, die auf den Brenner, das Luftgebläse, die Brennstoffventile und die Sensorik abgestimmt sein muss. Vielfach werden solche Sensorik- und Steuerungserweiterungen als Optionen für Neugeräte von Brennerherstellern mit angeboten, im häuslichen Bereich firmieren sie unter dem Begriff der adaptiven Verbrennungsregelungen. Bei Bestandsinstallationen muss eine Nachrüstbarkeit bezüglich der Schnittstellen und der Integration in den Prozess individuell geprüft werden. Die Integration einer adaptiven Verbrennungsregelung erhöht auch die Prozesssicherheit und vor allem die Prozesseffizienz, da der Luftüberschuss gezielt bei niedrigen Emissionswerten minimiert werden kann. Gerade bei den Anlagengrößen im gewerblichen und industriellen Bereich sollte eine vergleichsweise schnelle Amortisation der höheren Investitionskosten aufgrund der adaptiven Verbrennungsregelungen durch Brennstoffeinsparungen eintreten.

Sollte die Nachrüstbarkeit von Bestandssystemen nur bei sehr hohem Aufwand gegeben sein, so existieren Kompensationskonzepte über die Anpassung des Gaseingangsdrucks an der Gasapplikation. Bei einem niedrigen Wobbe-Index würde der Gaseingangsdruck relativ hoch eingestellt und bei höherkalorischem Gas entsprechend niedriger. Der Einstellbereich würde vielleicht eine Spanne $\Delta p = \pm 10\%$ bei der typischen Gaseingangsdruckvorgabe betragen. Abhängig von der

Gasführung und -regelung kann die eingangsseitige Druckregelung aber durch interne Druckregler oder Gasdosierung egalisiert werden. Eine Prüfung und Abstimmung der vorgeschalteten adaptiven Gasdruckregelung und der Gasanwendung ist auch hier zwingend notwendig.

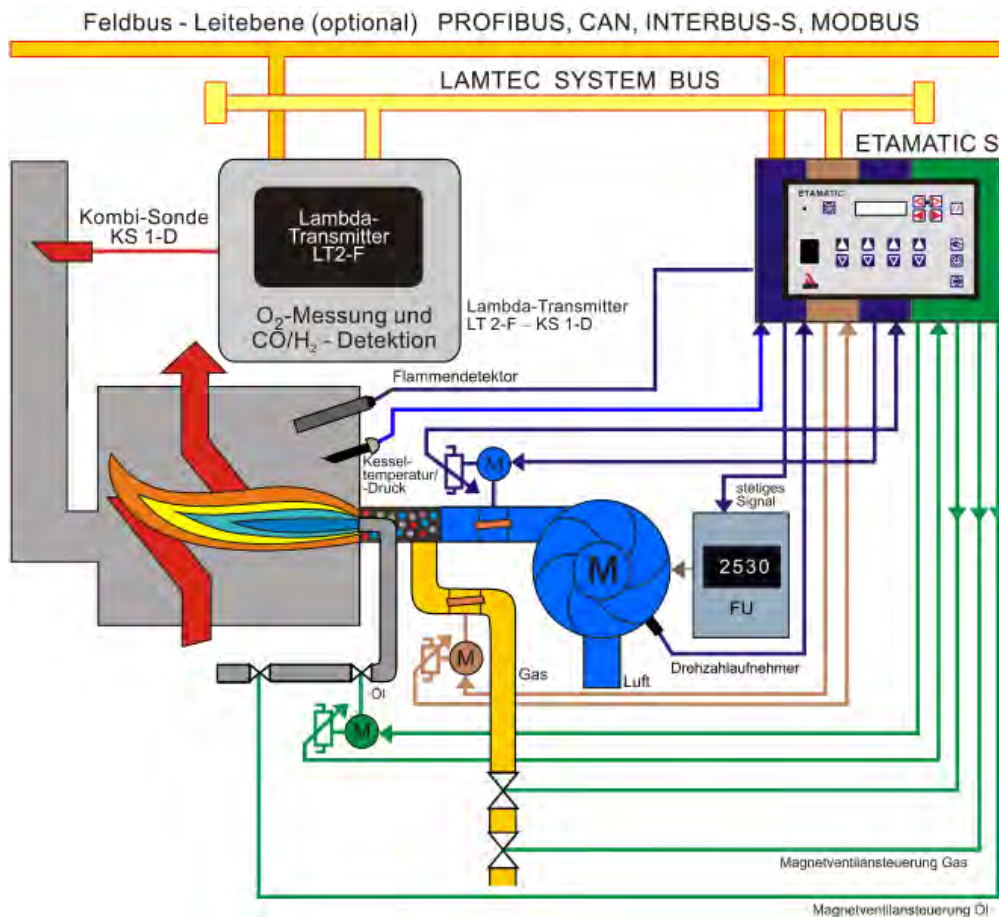


Abbildung 5-7: Elektronische Brennstoff-Luft-Verbundregelung mit CO/O₂-Abgassensorik an einem Heizkessel für Öl- oder Gasbetrieb [5.9]

Die prinzipiellen Regelvarianten sollen nun kurz mit aktuellem Stand und Verfügbarkeit vorgestellt werden. Die Innovation der zahlreich am Markt befindlichen Verfahren findet vielfach evolutionär statt und zielt primär auf Kostenreduzierungen (über z. B. Konfektionierung, Baugröße, Kalibrationsintervalle) ab. Die Aufführung von analytischer Labormesstechnik, z. B. GC-MS, adaptiert für die erdgasbeschaffenheitsrelevanten Anwendungen, wird bewusst sehr kurz gestreift, und es wird auf die Literatur [5.7], [5.8] und [5.10] verwiesen, da für die Kompensationsmethoden etablierte und deutlich kostengünstigere Messverfahren bereits am Markt verfügbar sind. Diese werden in der nachfolgenden Übersicht vorgestellt. Aufgrund der Komplexität und der Vielfalt der verfügbaren und in der Entwicklung befindlichen Systeme kann die nachfolgende Übersicht keinen Anspruch auf Vollständigkeit erheben.

5.3.3.1 Messung vor der Verbrennung

5.3.3.1.1 Luftmengenmessung

Die Luftmengenmessung erfolgt vielfach mit entsprechenden Volumen- oder Massenstrom-sensoren [5.11] und soll eine sichere und ausreichende Verbrennungsluftzuführung sicherstellen. Als Sensorprinzipien können Differenzdruckverfahren, Anemometrie bzw. Wärmeleitfähigkeitsverfahren, Ultraschalldurchflusssensoren, volumetrische Sensoren, wie Balgengaszähler, Flügel- und Turbinenradsensoren eingesetzt werden. Bei volumetrischen Sensoren können mittels Temperatur- und Druckmessungen die erforderlichen Kompensationen vorgenommen werden. Entsprechende Messtechnik ist im Bereich der Heizungs-, Klima- und Prozesstechnik seit langem am Markt verfügbar.

5.3.3.1.2 Gasmengen- und Gasbeschaffenheitsmessungen

Die prinzipiell gleiche Messtechnik kann auch für die Gasmengenmessung eingesetzt werden, die für die Anwendung mit Erdgas zugelassen sein muss. Wie oben erwähnt, sind vielfach weitere Gaseigenschaften von Interesse.

5.3.3.1.2.1 Erdgasanalyse mittels Gaschromatografie (NGA-GC⁹)

Etabliert und mit zahlreichen Systemen am Markt verfügbar sind gaschromatografische Systeme zur Gasanalyse nach DIN EN ISO 6974 [5.12], die je nach Anforderung eine weitgehende Bestimmung der Erdgaszusammensetzung ermöglichen. Aus der Zusammensetzung können dann eine Vielzahl von Erdgaseigenschaften, z. B. Heiz-/Brennwert, Wobbe-Index, Dichte, chemischer Sauerstoffbedarf und Kohlenwasserstofftaupunkte, berechnet werden [4.37]. Der Anwendungsbereich der gaschromatografischen Analysen umfasst die Bestimmung von zahlreichen Gaskomponenten von Erdgas in spezifizierten Konzentrationsbereichen [5.12]. Vor dem Hintergrund der möglichen Gasmatrix können speziell bei LNG-Beschaffenheiten die normativen Einsatzbereiche für Ethan (15 Mol-%) und Propan (5 Mol-%, Entwurf [5.14]) überschritten werden. Der Einsatzbereich für die Wasserstoffmessung gemäß [5.14] endet normativ nach dem o.g. ISO-Standard bei maximal 0,5 Mol-%. Einige am Markt befindliche GC-Systeme haben eine etwas höhere eichamtliche Zulassung für Wasserstoffkonzentrationen bis 1,5 Mol-%, ein System mit nur einem Trägergas (He) erhielt im August 2013 die eichamtliche Zulassung bis 5 Mol-% H₂ [5.15]. Hinweis: Weitere Hersteller haben die Zulassung ihrer PGC's für eichamtliche Messungen bis 5 Mol-% H₂ bei der PTB beantragt. Zum 30.09.2013 – Berichtsveröffentlichung – lag noch keine weitere Zulassung vor bzw. wurde mit Stand 02.02.2014 veröffentlicht.

Die Begrenzung bei den kommerziellen GC-Systemen liegt an dem Umstand, dass als Trägergas für die Erdgasanalyse Helium in Kombination mit einem Wärmeleitfähigkeitsdetektor (WLD) als Standarddetektor^[1] eingesetzt wird. Helium-Wasserstoffgemische weisen eine Anomalie der Wärmeleitfähigkeit auf, die ab wenigen Prozent Wasserstoffgehalt (ungefähr bis 8 Mol-% können gemessen werden) eine hinreichend genaue Wasserstoffmessung mit Helium als Trägergas

⁹ NGA-GC: Natural Gas Analysis – Gas Chromatography

^[1] Für hochempfindliche Kohlenwasserstoffanalysen finden auch FID Anwendung, die aber für die Wasserstoffmessung nicht geeignet sind (Stützflamme brennt mit H₂).

unmöglich macht. Höhere Wasserstoffkonzentrationen können nur unter Einsatz eines zweiten Trägergases (Argon) hinreichend genau gemessen werden, was erhöhte Kosten bei der Zulassung, Installation und während des Betriebs bedeutet. Aus der Laboranalytik von Gaszusammensetzungen gibt es für die betrachteten Gasgemische keine prinzipiellen Einschränkungen bezüglich der Analysierbarkeit. Mit wachsender Anzahl und größeren Konzentrationsbereichen von Gaskomponenten wachsen der instrumentelle Aufwand, Anzahl und Verschaltungsvarianten der Säulen und Detektoren. Für den Nachweis von Spurenkonzentrationen höherer Kohlenwasserstoffe zur Kohlenwasserstofftaupunktbestimmung finden empfindlichere Detektoren wie der Flammenionisationsdetektor (FID) oder gar Massenspektrometer (MS) Anwendung. Letztere werden zusammen mit entsprechender Anreicherungstechnik auch zur Analyse von Erd- bzw. Biogasen auf Spurenstoffe wie Si-organische Substanzen eingesetzt, um die niedrigen Nachweisempfindlichkeiten zu erzielen. Bei komplexeren Gasgemischen bzw. höheren Anforderungen an die Analysenergebnisse steigt der Kalibrationsaufwand ebenfalls an und trägt neben dem möglichen Einsatz eines zweiten Kalibriergases auch zu den erhöhten Betriebskosten eines Erdgas-GC-Systems mit erweitertem Messbereich bei. Typische Investitionskosten für Erdgas-Analysesysteme auf GC-Basis starten je nach Ausführung (Ex-Schutz, Messbereiche) bei 30 - 50 k€, die jährlichen Betriebskosten belaufen sich ebenfalls auf ca. 10 - 20 k€. Einige bestehende Systeme können auf H₂ umgerüstet werden. Die Anzahl der in DE eingesetzten Geräte beträgt allerdings weniger als 10 %. Bei vollständiger Neuanschaffung ist in Abstimmung mit einem GNB ein Wert von 110.000 EUR (bei vorhandener Peripherie) ermittelt worden.

Durch den Einsatz von MEMS^[2]-basierter Mikro-GC-Systemen können sich die Betriebskosten deutlich (um 50 - 70 %) reduzieren, die Investitionskosten liegen aber im Bereich der größeren GC-Systeme. Die diskontinuierlichen Messungen benötigen bei den GC-Systemen 3 - 10 Minuten je Analyse. Die Analyseergebnisse (Bsp.: Heizwert) müssen wie jedes andere Sensorsignal über eine entsprechende Schnittstelle (z. B.: Stromschleife 4 - 20 mA, Ethernet, Profi-, Fieldbus) mit der Prozesssteuerung verknüpft werden. Ein kleiner Ausschnitt der weitgehend marktverfügbaren gaschromatografischen Analysensysteme ist in Tabelle 5-1 mit aufgeführt.

5.3.3.1.2.2 Korrelative Messsysteme

Korrelative Messverfahren auf Basis der Wärmeleitfähigkeit, -kapazität, des Differenzdrucks, der Dichte, Viskosität und Schallgeschwindigkeiten finden ebenfalls Anwendung bei Gasbeschaffenheitsmessungen. Die relevanten Gaseigenschaften sind in Abschnitt 5.2 vorgestellt worden. Bereits seit einigen Jahren sind von thermischen Massendurchflussmessern abgeleitete Gaseigenschaftsmessgeräte am Markt verfügbar. Ein Brennwert- und Wobbe-Index-Messgerät der Firma Brooks kann laut Herstellerunterlagen mittels thermischer Massendurchflussmessung im Bypass und Differenzdruckmessungen den Brennwert zu ± 1 % und den Wobbe-Index zu ± 2 % für eine Vielzahl von Erdgastypen bestimmen. Korrelative Gasbeschaffenheitsmessgeräte der Firma Elster (gas-lab Q1) und RMG (EMC 500) nutzen gasartenabhängige Sensoren und einen Differenzdruckabfall an einer Blende, mit denen die Wärmeleitfähigkeit, -kapazität und Viskosität/Dichte gemessen werden können. Die CO₂-Konzentration wird jeweils über einen NDIR-Sensor bestimmt. Beide Systeme geben als Messwerte die Normdichte, Brennwert, Heizwert, Wobbe-Index und CO₂-Konzentration

^[2] MEMS: Abk. für Mikro-Elektro-Mechanische Systeme

aus. Weitere Gaskennzahlen wie die Methanzahl sind als Option abrufbar. Die Systeme arbeiten kontinuierlich, gemäß den GC-Systemen müssen sie regelmäßig kalibriert werden. Die Kalibration kann über einen Kalibriergasanschluss und eine entsprechende pneumatische Verschaltung automatisiert erfolgen. Außer dem Kalibriergas werden keine Trägergase wie beim GC benötigt, die Systemkosten liegen etwas und die laufenden Kosten deutlich unter denen eines GC für Erdgasanalyse. Die Tabelle 5-1 listet ebenfalls einige marktverfügbare korrelative Gasbeschaffenheitsmesssysteme auf.

5.3.3.1.2.3 Kontinuierliche Verbrennungskalorimeter

Die Klassiker in der Gasbeschaffenheitsmessung sind kontinuierliche Verbrennungskalorimeter, die zur Messung von Wobbe-Index, Dichte, Heiz-/Brennwert und Luftbedarf eingesetzt werden. Die Systeme werden nach ihren Erfindern benannt und umfassen die vergleichsweise modernen Reineke-Systeme (Reineke, Union Instruments) und die bereits seit Jahrzehnten etablierten Systeme nach Junkers und Cutler-Hammer. Die kontinuierlichen Verbrennungskalorimeter waren jahrzehntelang die Messgeräte für die fiskalischen Messungen von Heiz- und Brennwert. Sie wurden dann in den 1970er/80er Jahren in dieser Funktion weitgehend durch die GC-Analyse abgelöst und erleben durch schwachkalorische Prozessgase, Biogase und Wasserstoff in Erdgasen ihre Renaissance. Die kontinuierlichen Verbrennungskalorimeter messen die Wärmefreisetzung direkt und daher als direkte Heiz-/Brennwertmessgeräte das Gas modellfrei. Sie benötigen dazu aber relativ konstante Umgebungsbedingungen (Temperatur). Neben einer kleinen Brennkammer ist eine Dichtemesszelle integriert, um dichteabhängige Größen bestimmen zu können. Die Kosten liegen in ähnlicher Größenordnung wie GCs, im Gegensatz zu Letzteren können die Verbrennungskalorimeter kontinuierlich messen. Nach langer Zeitspanne ohne Markteinführungen von neuen Verbrennungskalorimetern hat die Firma Union Instruments vor wenigen Jahren die Messtechnik mit einer Neuentwicklung bereichert. Eine Kalibration ist mit dem System einfach möglich, diverse Schnittstellen zu Prozessen sind verfügbar. Die beiden aktuell marktverfügbaren Systeme sind ebenfalls in der Tabelle 5-1 aufgeführt.

5.3.3.1.2.4 Messgeräte zur Bestimmung des Luftbedarfs

Ein sehr ähnliches Verfahren wenden die Firmen AMS Analysen-, Mess- und Systemtechnik GmbH bei ihren RHADOX-Messgeräten bzw. WIM hobre instruments mit ihrem Messgerät WIM Compass an. Hier wird aber nicht die Wärmefreisetzungsrates an den katalytischen Brennern gemessen, sondern der Sauerstoffbedarf. Durch gezielte Gas/Luftmischung und katalytische Oxidation kann der Luftbedarf gemessen werden. Mit der integrierten Dichtemessung und über entsprechende Modelle können aus dem Luftbedarf der Wobbe-Index und der Heizwert für die Gasbandbreite wie bei den kontinuierlichen Verbrennungskalorimetern bestimmt werden. Ein ähnliches Prinzip wendet eine Neuentwicklung des VDEh-Betriebsforschungsinstitut an, die in einer Brennkammer das Gas definiert umsetzt und den Restsauerstoffgehalt im Abgas misst [5.16]. Den Aufbau des Prototyps zeigt schematisch die Abbildung 5-8. Um H₂ zu erfassen ist unter anderem ein Wärmeleitfähigkeitssensor integriert, der um Infrarotsensoren für Kohlenwasserstoffe, Kohlendioxid und Kohlenmonoxid ergänzt wird. Dieses noch im Entwicklungsstadium befindliche Gasbeschaffenheitsgerät zielt vor allem auf die vergleichsweise schnelle Messung von schwachkalorischen Prozessgasen im Stahlbereich ab, ist aber von der Auslegung und den Messprinzipien auch für Erdgas geeignet.

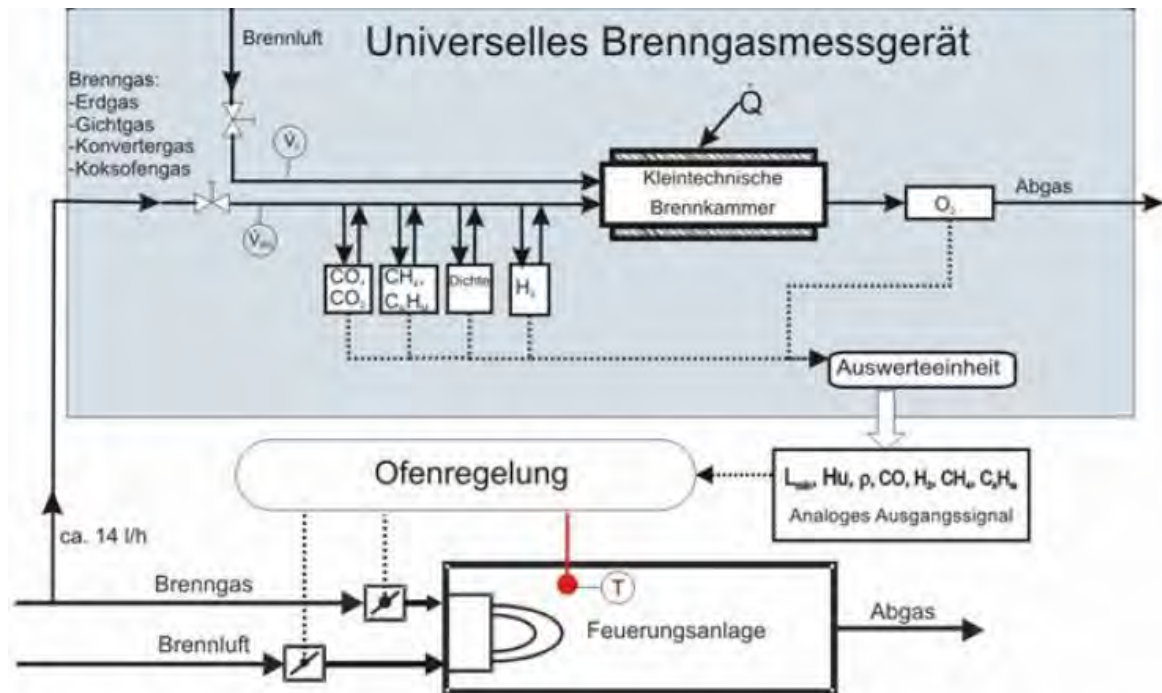


Abbildung 5-8: Schematische Darstellung des innovativen VDEh-BFI-Messgeräts für Gasbeschaffenheiten [5.16]

In Abbildung 5-9 ist beispielhaft die Mischgaszusammensetzung eines Prozessgases der Stahl- und Eisenindustrie über die Zeit aufgetragen. Die Darstellung soll vor allem die Anforderungen bezüglich der Ansprechzeit an das entwickelte Messsystem darstellen [5.16]. Es treten zum Teil erhebliche Veränderungen speziell in der CO- und H₂-Konzentration auf. Beide Brenngasbestandteile haben denselben Mindestluftbedarf aber unterschiedliche Heizwerte. Diese Tatsache führt an vielen Feuerungsanlagen zu Messfehlern in der Bestimmung der Gasbeschaffenheit. Hierdurch sinkt der feuerungstechnische Wirkungsgrad und die Einstellung einer definierten Ofenatmosphäre, z. B. O₂-Gehalt wird erschwert.

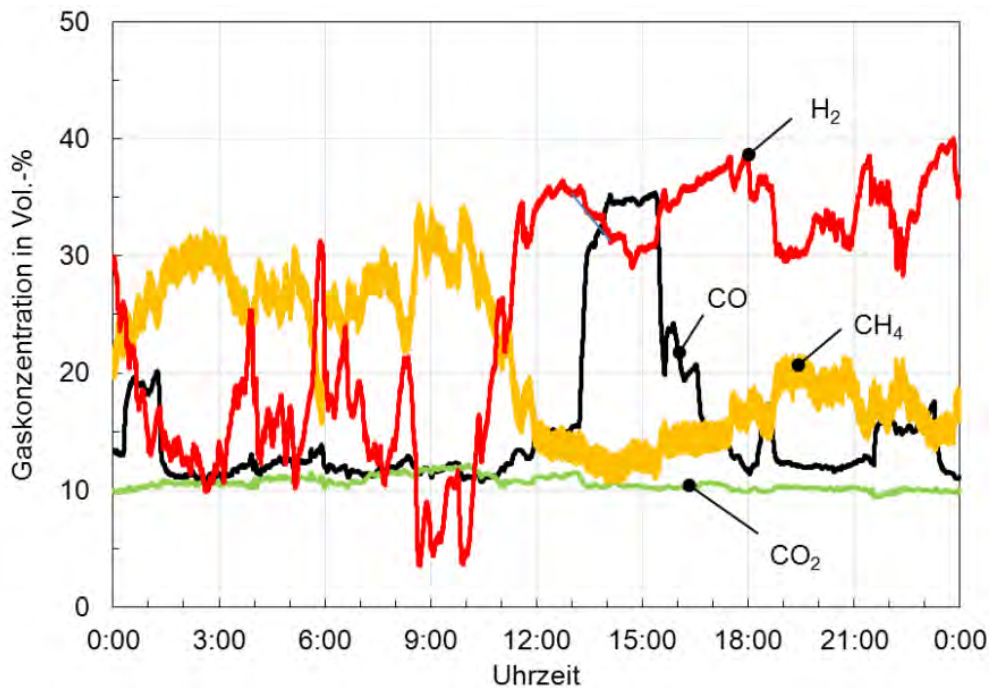


Abbildung 5-9: Beispielhafte Gaszusammensetzung des Prozessgases in der Stahl- und Eisenindustrie gemessen mit dem VDEh-BFI Demonstrator nach Abbildung 5-8 [5.16]

5.3.3.1.2.5 Optische Gasbeschaffenheitsmessgeräte

Die Gasbeschaffenheit kann ebenfalls mit optischen Messmethoden gemessen werden. Zum Einsatz kommen primär die Infrarotmesstechnik, die Ramanspektrometrie und die durchstimmbare Laserspektrometrie (TDLAS¹⁰). Im Unterschied zu den nichtdispersiven Infrarotdetektoren in u. a. einigen korrelativen Messgeräten können auch spektral aufgelöste Messungen im Infraroten vorgenommen werden, um bei entsprechender spektraler Auflösung die Anteile von infrarotaktiven Komponenten im Gas zu bestimmen. Diese Messtechnik ist aufgrund der zum Teil deutlichen Überlappung von spektralen Absorptionsbanden der Kohlenwasserstoffe, den Druck- und Temperaturabhängigkeiten relativ aufwendig. Im Laborbereich können mit entsprechenden Gasmesszellen über die FTIR-Spektroskopie Gasgemische relativ gut bezüglich der IR-aktiven Bestandteile analysiert werden, als Standardmessmethode der Gasbeschaffenheit wird die FTIR-Spektroskopie/Spektrometrie bislang nicht eingesetzt. Ein Infrarotmessgerät mit durchstimmbarem Filter für die Erdgasanalyse wurde Ende 2012 auf dem deutschen Markt eingeführt [5.17].

Auf dem Ramaneffekt basiert das NOCH-2 von Enwave Optronics, das auch IR-inaktive Moleküle, wie z. B. H₂, N₂ neben Kohlenwasserstoffen messen kann [5.18]. Die Nachweisgrenzen liegen für die Ramanmesstechnik laut Herstellerangaben bei 0,025 Mol-% [5.18].

Die durchstimmbare Laserspektrometrie findet bislang sehr spezielle Anwendungen bei der Erdgasanalyse. Die Anwendungen konzentrieren sich vor allem auf die spezifische Messung von

¹⁰ TDLAS: tunable diode laser absorption spectroscopy/spectrometry

Feuchte oder H₂S im Erdgas (Bsp. Firmen Ametek, WIM hobre). Mit NIR-TDLAS können auch relativ selektiv Methan und Ethan gemessen werden (Bsp. Fa. WIM hobre HILASE). Zur Messung der Absorption der Laserstrahlung in den Gasmesszellen kommen photoakustische Detektoren und Photodioden zum Einsatz. Eine Weiterentwicklung in Richtung Gasbeschaffenheitsmessgerät auf Basis der TDLAS ist wegen der Anforderungen an die Lasermesstechnik bezüglich spektraler Auflösung und spektraler Bandbreite eine Herausforderung und bislang gibt es kein marktverfügbares System auf dieser Basis.

Die folgende Tabelle 5-1 fasst nun die verschiedenen Gasbeschaffenheitsmessmethoden in einer nicht auf Vollständigkeit bedachten Übersicht über Messprinzipien vor der Verbrennung zusammen.

Tabelle 5-1: Übersicht über Messprinzipien der Gaseigenschaften vor der Verwendung

Messprinzip	Auswahl von Modellen / Serien	Bemerkung
GC: μ -GC/PGC ¹¹	Agilent CP-490, Agilent CP-790, RMG PGC 9300, Elster Encal 3000, Siemens Sitrans CV, Thermo c2v-200 (angekündigt ¹²), Thermo Trace GC, Emerson Danalyzer 500 und 700, ABB NGC 8200 Serie, Shimadzu GC-2014(E)NGA, SRI 8610C, PerkinElmer Arnel 8200L, Inficon 3000 Micro-GC	30 - 50 k€ Invest (abhängig von der Ausführung, Kanälen, Ex-Schutz), Analyseergebnisse vielfältig einsetzbar
thermische Massendurchflussmessung mit Differenzdruckmessung	Brooks Gas Property Identifier, Gaszähler Diehl Smart Metering	Brennwert- und Wobbe-Index
thermische Massendurchflussmessung mit Differenzdruckmessung u. CO ₂ -Messung	Elster gas-lab Q1, RMG EC 500, Vergence Systems GasPT2 (GL Noble Denton)	Heiz-/Brennwert, Wobbe-Index, Methanzahl, erweiterte Messfähigkeit
kontinuierliche Verbrennungskalorimeter	Union Instruments CWD 2005, Reineke RBM	Wobbe-Index, Heiz-/Brennwert, Dichte
stöchiometrische Verfahren	AMS Rhadox 7X00, WIM hobre instruments Compas, <i>VDEh-BFI Prototyp *</i>	Luftbedarfsmessung (<i>*Erweiterung um H₂</i>)
Infrarotabsorption	Precisive Tunable Filter Spectrometer* [5.17], Ruhrgas Methanzahl-Controller MaC (Entwicklungsstand n.n.)	Heiz-/Brennwert, Wobbe-Index (<i>*erweiterbar um H₂-Sensor</i>), Labor-FTIR-Systeme mit Gasmesszelle wären prinzipiell ebenfalls einsetzbar
Ramaneffekt	Enwave Optronics GasRaman NOCH-2 [5.18]	Zusammensetzung, Komponenten ab 0,025 Mol-%, Heiz-/Brennwert, Wobbe-Index
Dielektrizität, Schallgeschwindigkeit	Gasunie/EON Ruhrgas ϵ -Methode (Entwicklungsstand n.n.) [5.19]	Wobbe-Index, Heiz-/Brennwert, rel. Dichte

Anmerkung zur Tabelle, *kursiv: Systeme in der Entwicklung bzw. Erprobung* (Entwicklungsstand n.n. – keine neueren Informationen in den letzten 5 Jahren)

¹¹ PGC: Process Gas Chromatograph

¹² Angekündigt laut Hersteller.

Aktuelle Entwicklungen in Forschung und Industrie nutzen oder untersuchen die Potenziale von elektrochemischen, laserbasierten (TDLS, QCL) Messverfahren, FT-Infrarot- und der Raman-Spektroskopie zur Gasbeschaffenheitsmessung [5.7] [5.8]. Speziell die Kombination von elektrochemischen Sensoren (CO , H_2S , O_2) mit NDIR-Sensoren (C_xH_y , CO_2) in Biogasanalysatoren ist am Markt erhältlich. Hierbei ist zu beachten, dass als einziger Kohlenwasserstoff in fermentativ erzeugten Biogasen nur Methan gemessen werden muss. Durch entsprechende Messmethodik und Vorgabe der möglichen Gasmatrix können bei den korrelativen Verfahren mehrdeutige Lösungen bzw. Messunsicherheiten stark begrenzt und vergleichsweise belastbare Ergebnisse gewonnen werden.

Eine weitere Option wäre die Bereitstellung aktueller Gasdaten durch den Netzbetreiber über ein entsprechendes Datennetzwerk an den Anwender bzw. die Steuerung der Gasanwendung. Neben der bereits skizzierten Gasmesstechnik wäre auch eine Berechnung der Gasströme in Form der Brennwertverfolgung für das Teilnetz notwendig, da die Messstelle durchaus 10 km und mehr vom Anwender entfernt liegen kann.

Bei der Durchsicht der Gasbeschaffenheitsmessmethoden fällt auf, dass zum Teil die normativen Anforderungen an die Gasbeschaffenheit und die normativ festgelegten Messmethoden besser aufeinander abgestimmt werden müssen. Zugehörige Beispiele sind die oben angeführten H_2 -, C_2H_6 - und C_3H_8 -Messung mittels der normativ beschriebenen GC-Methoden.

5.3.3.2 Messung während der Verbrennung

Ein weiterer Ansatzpunkt bietet die Messung von Prozessgrößen im Reaktionsraum an. Aus Brennersteuerungen bekannte Messprinzipien basieren auf der Detektion von charakteristischen Flammenleuchten im ultravioletten oder im infraroten Wellenlängenbereich. Bei pyrometrischen Messverfahren können die Flammenlumineszenz im sichtbaren Wellenlängenbereich ausgenutzt werden. Auch die Temperaturmessung in der Brennkammer oder am Brenner können zur Brennersteuerung genutzt werden. Die Ionisationsstrommessung im Flammenbereich wird vor allem bei häuslichen Vormisch-Brennern zur Flammenüberwachung eingesetzt.

Bislang werden diese Signale vor allem als Sicherheitsmerkmal zur Überprüfung von erfolgten Zündungen und dem Brennen der Flamme genutzt. Eine weitergehende Korrelation der Signale mit Verbrennungseigenschaften zur quantitativen Regelung von Brennstoff- bzw. Oxidatorstrom wird im Folgenden für verschiedene Weiterentwicklungen aufgezeigt.

5.3.3.2.1 Messung von Prozesstemperaturen

Technisch am einfachsten aufgebaut sind Temperaturmessverfahren im Verbrennungsraum, am Brenner oder im Bereich des Wärmetauschers. Um optimale Betriebsbedingungen auf Basis von Temperaturmessungen abzuleiten, werden empirisch entsprechende Korrelationen bestimmt. Diese Korrelationen können als Kennlinienfelder (Hash-Tabellen) für die Regelung abgelegt werden. Zahlreiche Prozesse wie z. B. Glasschmelzwannen werden bereits vor allem nach relevanten Temperaturen geregelt. Eine Implementation für vormischende Brenner stellt das LambdaConstant®-Verfahren des Unternehmens ebm-papst dar. Dieser Hersteller bietet für die Heizungshersteller (häuslicher Bereich) entsprechende Regelungssysteme mit der Temperatursensorik, der Luftmengenmessung, Brennstoff- und Oxidatorregelung als automatisches, selbstadaptierendes Verbrennungsregelsystem an. Die Temperaturfühler werden im Randbereich der

Reaktionskammer positioniert, da in der Flamme selbst zu hohe Temperaturen für Standardtemperaturfühler vorliegen. Vielfach werden Thermoelemente an der Brenneroberfläche befestigt und messen dort Temperaturen von typisch einigen hundert Kelvin, bei denen das Sensorsignal keine relevante Drift erfährt. Eine Nachrüstung bestehender Anlagen mit Temperaturfühlern an geeigneten Stellen wäre eine weitere Möglichkeit, um über die Temperaturmessung vor allem sicherheits- bzw. steuerungsrelevante Prozessdaten zu gewinnen, um auch Gasbeschaffenheitsschwankungen zu kompensieren. Mit entsprechender Messfühlerin- und Parametrierung ließe sich dabei eine Verbrennungsgüteregelung mit einer Leistungsregelung kombinieren.

5.3.3.2.2 Ionisationsstrommessung

Die Ionisationsstrommessung (SCOTTM-Regelung [Safety Combustion Technology] von Kromschroder, weitere Varianten u. a. von Siemens, Bertelli & Partner) ist eine auf dem Flammenionisationssignal basierende Regelungsmethode, die vor allem bei häuslichen Vormischbrennern Anwendung findet. Die Flammenionisation tritt mit gutem S/N¹³-Verhältnis nur in der Hauptreaktionszone auf. Die Ionisationsstrommessung kann mittels zwei Elektroden im Bereich der Hauptreaktionszone platziert werden, alternativ wird nur eine Elektrode in der Hauptreaktionszone positioniert, und als Gegenelektrode agiert die Brenneroberfläche. Für gewerbliche bzw. industrielle Brenner wird die Flammenionisation aber kaum als Regelgrundlage eingesetzt, da die ausgedehnten Reaktionskammern und die häufig turbulenten Flammen die Auswertbarkeit des Ionisationssignals limitieren [5.19]. Die Flammenionisation versagt aber auch bei stark wasserstoffhaltigen Flammen, da die notwendigen CH-Radikale in der Flamme fehlen. Abhängig vom Brennertyp (Zylinderschlitz-Lochbrenner oder Metallgewebebrenner) müssen Ionisationsregelungen passend zur Leistungsklasse und dem Spektrum der zu erwartenden Gasbeschaffenheiten ähnlich wie die temperaturbasierten Verfahren parametrierbar werden, da die Korrelationen zwischen Ionisationsstrom, Verbrennungsgüte und Leistung auch bei den bislang verteilten Gasbeschaffenheiten recht komplex sind. Die Ionisationsregelung wird bislang nur bei vergleichsweise wenigen, höherpreisigen häuslichen Brennern eingesetzt. Bei größeren Industriebrennern konnte sich die Ionisationsregelung aufgrund der o. g. Flammencharakteristika bislang nicht als selbstadaptive Regelungsmethode etablieren.

5.3.3.2.3 Flammenlumineszenzmessungen

In der Hauptreaktionszone kann die Flammenlumineszenz in verschiedenen Wellenlängenbereichen auftreten. Als berührungslose Methoden können optische Methoden charakteristische Flammenemissionen messen [5.11, 5.20]. Hier sind vor allem die charakteristischen Chemolumineszenzemissionen der Radikale OH* und CH* neben der Emission von Infrarotstrahlung vor allem durch CO₂ und H₂O auswertbare Strahlungsemissionen. Das Chemolumineszenzsignal des OH*-Radikals wird bei der starken Emission bei $\lambda = 309$ nm Wellenlänge im UV detektiert, im Sichtbaren bei $\lambda = 431$ nm tritt das Chemolumineszenzsignal des CH*-Radikals auf. Die Nutzung von Systemen im ultravioletten Wellenlängenbereich hat den Vorteil, dass die meisten anderen Flammenemissionen in anderen Wellenlängenbereichen auftreten und die Überlappung bzw. Querempfindlichkeiten bei der Auswertung der OH*-Chemolumineszenz gering sind (Abbildung 5-10).

¹³ S/N: Abk. für Signal/Noise(Rauschen)-Verhältnis

Ein etwaiges System könnte ähnlich der bisherigen UV-Sonden das Vorhandensein der Flamme und ihre Leistung überwachen bzw. über bildgebende Verfahren zeitlich und räumlich aufgelöste Informationen über Leistung und Position der Flamme liefern. Dafür muss das System Intensitätskennfelder entsprechend einer Parametrierung auswerten und ein Signal für die Regelung ausgeben. Quantitative Messungen von Flammeneigenschaften über die Chemolumineszenzsignale erlauben die Bestimmung von Wärmefreisetzungsraten auf Basis von Chemolumineszenzsignalen [5.21, 5.22]. Bei den optischen Verfahren auf Basis von Flammenlumineszenz müssen eventuell tomographische Korrekturverfahren angewandt werden, da die Emissionen über den Weg integriert detektiert werden.

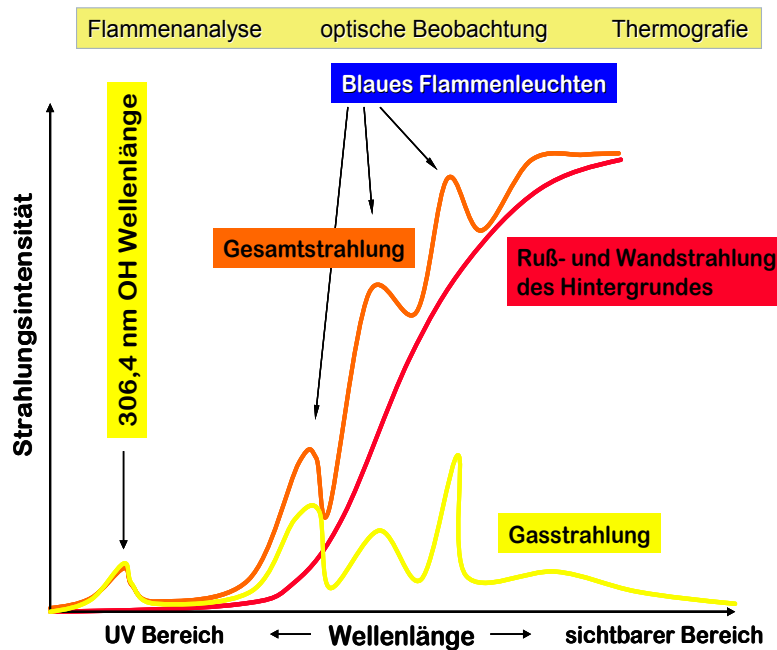


Abbildung 5-10: Strahlungsspektrum in industriellen Thermoprozessanlagen mit Gesamt-, Ruß-, Wand- und Gasstrahlung durch OH*-Radikale

Die Abbildung 5-11 zeigt ein mögliches Regelsystem auf Basis der Messung von OH*-Verbrennungsradikalen an einer Glasschmelzwanne [5.23].

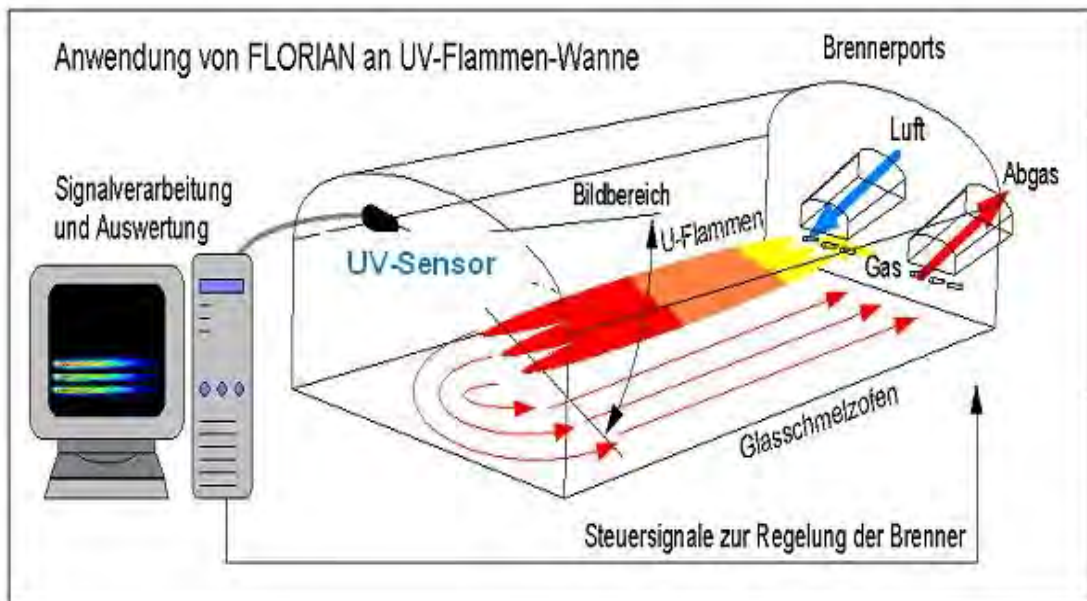


Abbildung 5-11: Mögliches Regelsystem auf Basis der Messung von OH^{*}-Verbrennungsradikalen [5.23]

Im infraroten Wellenlängenbereich liegen die zentralen Emissionswellenlängen für H₂O bei $\lambda = 2,8 \mu\text{m}$ und für CO₂ bei $\lambda = 2,7 \mu\text{m}$ und $\lambda = 4,2 \mu\text{m}$. Mit Lichtwellenleitern sind nur sehr kleine optische Zugänge notwendig, die nochmals kleiner ausfallen als im Fall der auch in diesem Projekt eingesetzten UV-Winkelsonde. Selbst Verbrennungsmotoren können mit diesen optischen und sehr schnellen Messmethoden untersucht werden. Aufgrund von Ablagerungen aus dem Verbrennungsprozess nimmt die Transmission des optischen Messsystems mit der Zeit ab, was unter anderem durch Mehrwellenlängenmessungen bzw. Weglängenmessung kompensiert werden kann. Die optischen Methoden im sichtbaren Wellenlängenbereich sind bislang vor allem im Bereich der Prozessüberwachung und Prozesskontrolle bei Feststofffeuerungen als pyrometrische Methoden verbreitet. Hier werden aber weniger molekulspezifische Chemolumineszenzbanden als Signale gemessen, sondern breitbandige Emissionen von heißen Partikeln (Ruße) im sichtbaren Wellenlängenbereich über Kameras mit Flächensensoren als Videosignal detektiert [5.8]. Die erwähnten pyrometrischen Methoden befinden sich noch in der Entwicklung, sie arbeiten zum großen Teil strukturbasiert, evaluieren Intensitätsfelder und deren Fluktuationen. Bislang werden solche optischen Methoden im Gasbereich aufgrund der relativ hohen Gerätekosten, der wenig entwickelten Auswertungs-/Regelungsansätze und der Empfindlichkeit von Bauteilkomponenten (z. B. UV-/IR-Optiken) insbesondere für mobile Messungen, Brennereinstellungen bzw. kurzzeitige Überwachungen eingesetzt. Eine Verwendung für Regelsysteme in Gasanwendungen mit dafür erforderlichen robusten, kostengünstigen und stationär einbaubaren Komponenten ist bisher nicht bekannt. An kostengünstigen und robusten Systemen, die auch für Regelungen einsetzbar sind, wird jedoch gearbeitet [5.21].

Die Flammenionisations-, Flammenstrahlungs- und Flammentemperaturmessungen erfassen nicht direkt die Prozessleistung oder die resultierende Verbrennungsgüte. Daher müssen zwischen den Messsignalen Korrelationen zu diesen Größen aufgestellt werden. Allen Regelansätzen mit in-situ-Messungen ist gemein, dass bislang keine für die Regelung ausreichende allgemeine analytische oder numerische Beschreibung zwischen Gasbeschaffenheit, Sensorsignal und Regelgröße vorliegt.

Die genannten Regelansätze werden mittels Kennlinienfeldaufnahmen parametrieren. Die Übertragbarkeit der Kennlinien zwischen unterschiedlichen Geräten oder neuen Gasbeschaffenheiten ist bislang nur begrenzt möglich. Selbst zwischen baugleichen Geräten mit unterschiedlichen Geräteleistungen ist die Übertragbarkeit der Kennlinienparameter eingeschränkt und Gegenstand aktueller Forschungsprojekte.

5.3.3.3 Messung nach der Verbrennung

Die Messung der Konzentration von Abgaskomponenten können ebenfalls zur Prozessregelung verwendet werden. Wesentliche Abgasbestandteile sind vor allem der Restsauerstoff O_2 , CO und NO_x . CO und NO_x müssen für größere Anlagen auch im Rahmen der Emissionsüberwachung nach den Bundesimmissionsschutzverordnungen bzw. der TA-Luft gemessen werden. Für weitere z. T. prozessspezifische Schadstoffe, wie beispielsweise SO_2 kann dem Anlagenbetreiber eine Überwachungspflicht auferlegt werden.

Die Messsysteme für den Immissionsschutz bzw. die Prozessregelung lassen sich im Prinzip in zwei fließend ineinander übergehende Kategorien einteilen. In einer Kategorie finden wir Abgasanalysatoren, die im Prinzip aus einer Abgasvorbehandlung, vor allem der Gastrocknung, neben der eigentlichen Gassensorik bestehen. In die andere Kategorie fallen spezielle Sonden, die keine Abgasvorbehandlung erfordern und dennoch eine langzeitstabile Messung der Zielkomponenten zulassen. Zur letzten Kategorie zählen vor allem ionenleitende Hochtemperatur-Zirkondioxidsonden für die O_2 - (λ -Sonde) und für die CO-Messung (z. B. CarboSen-Sensor). Die Verbrennungsregelungen auf Basis von λ -Sonden oder CO-Sonden sind bereits seit längerer Zeit marktverfügbar und ermöglichen eine Verbrennungsgüteregelung. Eine Leistungsregelung wäre durch die Messung der Abgasbestandteile nicht direkt gegeben. Im Fall von Abgasanalysatoren finden sich dispersive und nichtdispersive optische Messverfahren für die relevanten Abgasbestandteile (CO , CO_2 , C_xH_y), die bei einzelnen System bereits auf TDLAS-¹⁴ oder QCL-Technologie¹⁵ basieren. Aktuelle Übersichten zu den kontinuierlich arbeitenden Emissionseinrichtungen veröffentlicht regelmäßig das Umweltbundesamt, die mit dem Stand 17.09.2013 für Sauerstoffmessungen 26 Seiten und Kohlenmonoxid 27 Seiten tabellierte Emissionsmessgeräte umfassen [5.24].

5.3.3.3.1 O_2 -Regelung

Die Messungen des Sauerstoffgehaltes im Abgas erfolgen typischerweise mittels einer λ -Sonde auf Zirkondioxidbasis oder einem paramagnetischen O_2 -Sensor, welche die kontrollierte Einstellung der Anlage auf einen fest vorgegebenen λ -Wert erlaubt. Elektrochemische Sauerstoffsensoren finden bei portablen Messgeräten häufig Anwendung, sie sind aber aufgrund der Vergiftungsempfindlichkeit gegenüber vor allem S-Verbindungen weniger langzeitstabil und deshalb bei stationärer Messtechnik nicht verbreitet. Eine Drift der Sensoren wird durch regelmäßige, automatisierte Eich- und Kalibrierroutinen kompensiert, die am Markt verfügbaren λ -Sonden gelten auch durch diese Maßnahmen als langzeitstabil und wartungsarm. Die O_2 -Überwachung bei stationären

¹⁴ TDLAS: Tunable Diode Laser Absorption Spectroscopy: durchstimmbare Laser zur Messung einzelner Molekülbanden (Bsp.: Siemens LDS 6)

¹⁵ QCL: Quantum Cascade Laser (Bsp.: Horiba Mexa CEMS)

Feuerungsanlagen gibt nicht unbedingt einen Hinweis auf eine vollständige Verbrennung, vor allem zu „kühle“ Flammen können bei unzureichendem Ausbrand scheinbar ausreichend hohe O_2 -Werte aufweisen. Bei der Verbrennungsregelung für Gas-Gebläsebrenner für gewerbliche und industrielle Anwendungen mit der O_2 -Regelung fallen Mehrkosten von bis zu 10.000 € an [5.25], die Amortisationszeit aufgrund der Brennstoffeinsparung wird von der Firma Saacke für ein 10 MW-System mit zwei Jahren angesetzt [5.26].

5.3.3.3.2 CO-Regelung

Der CO-Sensor misst analog zur λ -Sonde den Kohlenmonoxidgehalt und regelt den Luftbedarf gemäß den CO-Vorgaben nach. Durch die Auswertung des vom CO-Sensor gemessenen Signals ermittelt die Emissionskantenregelung einen Betriebspunkt, bei dem hinreichend niedrige CO-Emissionen sichergestellt sind. Ein möglicher Aufbau eines CO-Sensors ist in Abbildung 5-12 gezeigt.

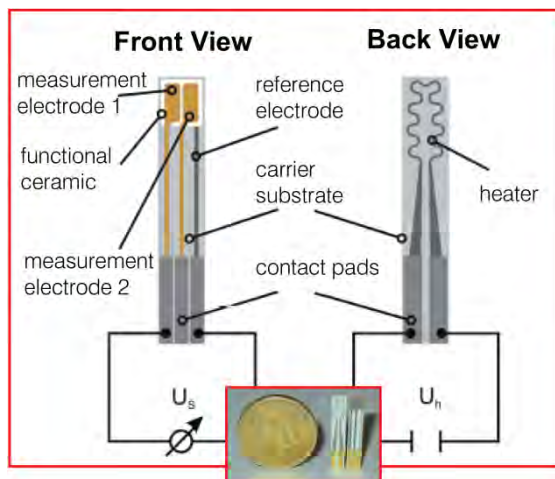


Abbildung 5-12: Der CO-Sensor CarboSen [5.27]

5.3.3.3.3 Kombinierte CO/ O_2 -Regelung

Aus Gründen der Wirtschaftlichkeit bietet sich eine Kombination aus CO- und O_2 -Messung an, da hier der Luftüberschuss bei gleichzeitiger CO-Kontrolle minimiert werden kann. Die Minimierung des Luftüberschusses bis an die CO-Emissionskante erhöht die Prozesseffizienz, da die Abgasverluste und die CO-Emissionen gleichzeitig optimal reduziert werden können [5.8, 5.9].

5.3.3.4 Prozessankopplung der Messergebnisse

Bereits in der Abbildung 5-6 wird abstrakt ein Regelungssystem aufgezeigt, eine mögliche Umsetzung wäre mit dem Systemschema in Abbildung 5-7 gegeben. Die oben dargestellten Messmethoden vor, im oder nach dem Prozess müssen in eine Regelung einfließen, die auf einem Prozessmodell basiert und entsprechende Steuersignale ausgibt. Diese Steuersignale regeln idealerweise Brennstoff- und Oxidatorströme im Sinne einer kombinierten Verbrennungsgüte- und Leistungsregelung auf die neu ermittelten Sollwerte, indem entsprechende Ventile oder Druckregler entsprechend eingestellt werden.

Die derzeit in der Anwendung befindlichen Luft-Gas-Verhältnisregelungen sind in der Tabelle 5-2 mit wesentlichen Eigenschaften aufgeführt. Vor allem bei Altanlagen im Bestand sind fest eingestellte Luft-Gas-Verhältnisregelungen im mechanischen Verbund weit verbreitet. Eine Integration einer Verbrennungsgüte- mit oder ohne Kombination einer Leistungsregelung ist nur unter hohem Aufwand möglich. Etwas einfacher aber immer noch mit erhöhtem Aufwand kann eine Integration der Regelung bei einem pneumatischen Verbund vorgenommen werden, indem das Stellsignal an den Gasdruckregler geleitet wird. Bei Vorliegen des elektronischen Verbunds können die Kommunikationsschnittstellen zur Verbrennungsregelung genutzt werden, um die Regelsignale von der Verbrennungsgüte- und/oder Leistungsregelung auf die Brennstoff- und Oxidatorströme zu übertragen.

Die Integration der Verbrennungsgüteregelung mit oder ohne Leistungsregelung muss aber in das Anlagenkonzept auch bezüglich der normativen Anforderungen vor allem aber in Bezug auf die Sicherheit geprüft werden.

Tabelle 5-2: Einfacher Überblick über Luft-Gas-Verhältnisregelungen mit den wichtigsten Eigenschaften [5.28]

	Mechanischer Verbund	Pneumatischer Verbund	Elektronischer Verbund
Stellglieder (Luftzufuhr, Gaszufuhr)	<ul style="list-style-type: none"> • Eines von beiden wird über Antrieb geregelt • Zweites wird über mechanischen Verbund mit verstellt 	<ul style="list-style-type: none"> • Gasdruck wird an Niveau des Luftdrucks angepasst • Gleichdruck oder Verhältnisdruckregler 	<ul style="list-style-type: none"> • Beide einzeln einstellbar • Messung Gas- und Luftvolumenstrom • Änderung der Leistung erfolgt über die Durchflussregelung beider Stoffströme • Einsatz von baumustergeprüften elektronischen Verbundregelungen möglich
Leistungsregelung	<ul style="list-style-type: none"> • stufig und modulierend 	<ul style="list-style-type: none"> • taktend und modulierend 	<ul style="list-style-type: none"> • modulierend
Anpassung an die Änderung der Gasbeschaffenheit	<ul style="list-style-type: none"> • unter erhöhtem Aufwand • zusätzlicher Korrekturstellmotor 	<ul style="list-style-type: none"> • unter erhöhtem Aufwand • Stellsignal an Gasdruckregel-einrichtung 	<ul style="list-style-type: none"> • Anpassung der Verhältnisregelung an Änderungen der Gasbeschaffenheit möglich mit programmierten Steuerungen
Verbreitung	<ul style="list-style-type: none"> • im Bestand sehr verbreitet 	<ul style="list-style-type: none"> • im Bestand verbreitet 	<ul style="list-style-type: none"> • relativ geringe Verbreitung im Bestand

Die Konzepte nach SIL oder PL¹⁶ werden zur Zeit der Berichterstellung die in entsprechenden Normen für Thermoprozessanlagen (u. a. DIN EN 746-2) eingeführt und erhöhen den Zertifizierungsaufwand erheblich.

5.3.4 Gasbeschaffenheitstolerante Luftzahleinstellung

Die experimentellen und theoretischen Untersuchungen in diesem Projekt haben gezeigt, dass die Prozesse umso empfindlicher auf Gasbeschaffenheitsschwankungen reagieren, je geringer der Luftüberschuss gefahren wird. Auf europäischer Ebene sind Luftzahlvorgaben für Thermoprozesse im Bereich von $\lambda = 1,15$ geplant [5.29], die bei Gasbeschaffenheitsschwankungen hin zu höherkalorischen Gasen ohne Kompensation zu Emissionsproblemen führen können. Für eine Vielzahl von Prozessen, z. B. reine Wärmeerzeuger, bieten sich daher als Ad-hoc-Maßnahmen Luftzahleinstellungen an, die im Bereich von $1,25 \leq \lambda \leq 1,35$ liegen können. Wichtig ist hierbei eine sinnvolle Referenzgaseinstellung, auf die diese Einstellung erfolgen sollte. Bei den leistungsstarken gewerblichen oder industriellen Anlagen kann diese Einstellung auch mit dem örtlich vorliegenden Erdgas vorgenommen werden, dessen Zusammensetzung bekannt sein muss, um eine Umrechnung der Einstellung auf das Referenzgas zuzulassen. Für den H-Gasbereich wird bislang das Prüfgas G 20 (Methan) als mögliches Referenzgas angeführt [5.25], das aber einen vergleichsweise niedrigen Brennwert und chemischen Sauerstoffbedarf aufweist. Die erhöhten Abgasverluste um 1-3 % nach der Siegertschen Formel gegenüber einer λ -Einstellung mit minimalem Sauerstoffüberschuss wären ein Tribut an die Robustheit des Prozesses.

5.4 Fazit Kompensationsansätze

Wie in diesem Abschnitt aufgezeigt wurde, existieren verschiedene Kompensationsansätze für Gasbeschaffenheitsschwankungen. Je nach Anforderung und Möglichkeiten können die Kompensationsmöglichkeiten dem Prozess vorgeschaltet, nachgeschaltet oder im Prozess integriert sein. Vom Aufwand reichen in einigen Fällen entsprechende Systemeinstellungen (Kap. 5.3.4), Temperaturfühler und Drucksensoren als Sensorik, bei manchen Gasanwendungen müssen die relativ kostspieligen GC- oder korrelativen Gasbeschaffenheitsmessgeräte eingesetzt werden.

Aufgrund der zahlreichen und teilweise völlig verschiedenartigen industriellen Erdgasanwendungen sind die Kompensationsansätze prozessspezifisch abzustimmen. Hier sind die Zahl der installierten Systeme, deren Komplexität, Funktion und speziell die Kosten zu beachten, die anders als bei Haushaltsgeräten skalieren. Weiterhin sehr wichtig sind die Schnittstellen zur Anwendung und die Integrierbarkeit von Sensorsignalen in den Prozess, um die geschlossene Rückkopplung zu erreichen. Für einige Anwendungen könnte die Kompensation der Gasbeschaffenheitsschwankungen über eine vorgeschaltete Druckregelung erfolgen, die vor allem für selbst kaum aufrüstbare Gasanwendungen im Bestand von hohem Interesse sein kann. Auch die zeitaktuelle Online-Bereitstellung der Gasbeschaffenheitsdaten nach Messungen des Netzbetreibers an den Gaskunden ist teilweise bereits praktizierte Option.

Ein positiver Effekt durch die Anwendung geeigneter Kompensationsansätze wäre ein weiterer Sicherheitsgewinn, die Effizienzsteigerung und Qualitätssteigerung des Prozesses, die aufgrund der Brennstoffeinsparung den Einsatz auch wirtschaftlich begründen kann. Sicherheits-,

¹⁶ SIL: Safety Integrity Level, PL: Process Level

Wirtschaftlichkeits-, Lebensdauer- und Umweltaspekte empfehlen den Einsatz geeigneter Kompensationsmethoden für alle Gasverbrauchseinrichtungen.

Handlungsbedarf besteht auch bei der Abstimmung des Regelwerks zwischen Gasbeschaffenheitsvorgaben (Bsp. DVGW G 260 [5.2] H₂-Konzentration <10 Mol-%), den Messmöglichkeiten (Bsp. DIN EN ISO 6974 [5.12] max. 0,5 Mol-% H₂) und der Gasanwendung (Bsp. prEN 15502-2-1:2012 eigene Gasbeschaffenheitsvorgabe in Anhang DD), wie es u. a. am Beispiel von begrenzter Einsatzmöglichkeit von Standardmessmethoden bei entsprechenden zulässigen¹⁷ H₂-gehalten gezeigt wurde.

5.5 Literaturverzeichnis

- [5.1] DVGW-Arbeitsblatt G 685. (2008). „Gasabrechnung“.
- [5.2] DVGW-Arbeitsblatt G 260. (März 2013). „Gasbeschaffenheit“.
- [5.3] P. Schley, M. Jaeschke, K. Altfeld, (2003). „New Technologies for Gas Quality Determination“; World Gas Conference Tokyo
- [5.4] U. Lubenau, (2009). „Abschlussbericht: Gasqualitätsmessung – Auswirkungen von Gaszumischungen“; DBI-Gastechnologisches Institut GmbH Freiberg
- [5.5] NEN, (2012). Netherland's Technical Agreement 8837.
- [5.6] Verband der Schweizerischen Glasindustrie VSG (2001): „Neue Regelungen für modulierende Gasbrenner. *Basis-Information*“.
- [5.7] N. Docquier, S. Candel, (2002). „Combustion control and sensors: a review. *Progress in Energy and Combustion Science*“, 28(2).
- [5.8] J. Ballester, T. Garcia-Armingol, (2010): „*Diagnostic techniques for the monitoring and control of practical flames. Progress in Energy and Combustion Science*“, 36(4), S. 375 – 411.
- [5.9] Sensoren und Systeme für die Feuerungstechnik, (2005). „Mit der LAMTEC-CO-/O₂-Regelung näher an das Verbrennungsoptimum“, Druckschrift Fa. Lamtec, <http://www.lamtec.de>, Zugriff am 16.10.2013.
- [5.10] J. Gifford, Z. Kodesh, (2003). „Combustion Controls“ in: C. E. Baukal Jr. (Hrsg.). „*Industrial Combustion Handbook*“. Boca Raton, CRC Press.
- [5.11] J. G. Webster, et al. (1999). „*Measurement, Instrumentation and Sensors Handbook*“. Boca Raton, CRC Press.
- [5.12] ISO, (2002). DIN EN ISO 6974. „*Erdgas: Bestimmung der Zusammensetzung mit definierter Unsicherheit durch Gaschromatografie*“
- [5.13] J. Kastner, (16.-17. Februar 2011). „Aspects of Process Measurement in the Natural Gas Industry“. VDI-Fachkonferenz, Frankfurt am Main.

¹⁷ innerhalb des DVGW-Arbeitsblatt G 260 [5.2]

- [5.14] ISO, (03 2010). DIN EN ISO 6974-1:2010-03. „Erdgas – Bestimmung der Zusammensetzung und der zugehörigen Unsicherheit durch Gaschromatographie“.
- [5.15] RMG Regel- und Messtechnik GmbH. (Oktober 2013). „PGC 9300 Messwerk – Bedienungsanleitung“.
- [5.16] Stranzinger, B.; Kotzich, S. (VDEh-Betriebsforschungsinstitut GmbH, Düsseldorf): Steigerung der Energieeffizienz an Prozessfeuerungen durch erweitertes universelles Brenngas-Messgerät. Schlussbericht, Förderkennzeichen: 16155 N/I, Forschungsbericht der Arbeitsgemeinschaft industrieller Forschungsvereinigungen (AiF); BFI-Bericht Nr. 5.73.004, Düsseldorf, April 2012
- [5.17] Gecko-Instruments, (2013). „Precisive 5 - Erdgasanalysengerät“, <http://www.gecko-instruments.de> (Zugriff 15.10.2013)
- [5.18] Enwave Optronics, (2012). „Portable Gas-phase raman analyzer GasRaman NOCH-2“, <http://www.enwaveopt.com> (Zugriff 15.10.2013)
- [5.19] Abschlussbericht zum AiF-Forschungsvorhaben: „Experimentelle und theoretische Untersuchungen zur gekoppelten Zündung, Überwachung und Regelung turbulenter Diffusionsflammen in Gasfeuerungen“. (IGF-Förder-Nr.: 13531 N), Gas- und Wärme-Institut Essen e. V. 2006
- [5.20] A. G. Gaydon, (1974). „*The Spectroscopy of Flames*“. 2nd edition. London: Chapman & Hall.
- [5.21] A. Brockhinke, C. Schulz, (2012). „Selected papers about chemiluminescence of flames“. *Applied Physics B.*; 107(3): 513 – 514
- [5.22] H. Dörr, (2009). „Vergleichende Untersuchung von in-situ-Prozessdiagnostiken bei der Flammensynthese kleinster nanoskaliger Metalloxidpartikeln“. Dissertation, Universität Karlsruhe.
- [5.23] M. Werschky, (2013). „OPTISOS®/FLORIAN“, siehe auch: Abschlussbericht zum AiF-Forschungsvorhaben: „Optisches, Minimal - Invasives Analysesystem für die UV-Flammen-Diagnose in Thermoprozessanlagen“. IGF-Vorhaben Nr.: 15890 BG, DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, Gas- und Wärme-Institut Essen e. V. Universität Stuttgart, Institut für Technische Optik 2012
- [5.24] Umweltbundesamt: *Grundsatzfragen der Luftreinhaltung, Eignungsgeprüfte kontinuierlich arbeitende Emissionseinrichtungen*, http://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/pdfs/e_sauerstoff.pdf bzw. http://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/pdfs/e_kohlenmonoxid.pdf, Stand v. 17.09.2013
- [5.25] P. Nitschke-Kowsky, J. Schenk, K. Altfeld, P. Schley, (2012). „Gasbeschaffenheit in Deutschland“, gaswärme international, Juni 2012
- [5.26] Saacke, (2013). „Für gute Verhältnisse – O₂ erfassen und Wirkungsgrad steigern“, Druckschrift 0-0750-0025-01 0-075, <http://www.saacke.com> (Zugriff 15.10.2013)
- [5.27] F. Hammer, H. Weber, M. Völkel, (2008). „CO_e -Sensor Control for Optimisation of the Burning Process of Burners in the Range of Small and Middle Power“, Druckschrift Fa. Lamtec, <http://www.lamtec.de>, Zugriff am 16.10.2013.

- [5.28] C. Brüggemann u. a., (2000). „Die Sicherheitsanforderungen an Feuerungen und Brennstoffführungssysteme gasbeheizter industrieller Thermoprozessanlagen gemäß DIN EN 746-2“ *GASWÄRME International*. 2.2001 D, Bd. 49, 9 und: G. Cerbe, (2008) „Grundlagen der Gastechnik“, 7. überarbeitete Auflage, Carl-Hanser Verlag München Wien
- [5.29] P. Goodmann et al., (Hrsg. EU Kommission): „*Sustainable Industrial Policy – Building on the Eco-design Directive – Energy-Using Products Group Analysis / 2, Lot 4: Industrial and Laboratory Furnaces and Ovens – Tasks 1 – 7 Final Report*“ vom 12.09.2012, <http://www.eco-furnaces.org> (Zugriff 15. Oktober 2013)

6. Handlungsempfehlungen und Entwicklungsbedarf

Allgemein lässt sich festhalten, dass Gasbeschaffenheitsschwankungen bei der Auslegung und dem Betrieb von Thermoprozessanlagen in Zukunft eine weitaus größere Rolle spielen werden als bisher. Im Bereich von gasbeschaffenheitssensiblen Thermoprozessanlagen sind bereits Prozess- und Produktqualitätsstörungen aufgrund von Gasbeschaffenheitsschwankungen aufgetreten und dokumentiert. Angesichts der Vielfalt an gasbefeuerten Thermoprozessen gibt es jedoch keine allgemeingültige Lösung, wie mit solchen Schwankungen umgegangen werden soll. Jeder Prozess und jede Anlage reagieren unterschiedlich. Einige Prozesse, wie z. B. die direkte und indirekte Trocknung, weisen eine ausreichende Robustheit hinsichtlich der Betriebsparameter auf, um mit verhältnismäßig geringem Aufwand auf gegenwärtige und zukünftige Gasbeschaffenheitsschwankungen vorbereitet werden zu können. Andere Prozesse, wie z. B. Glasschmelzprozesse, hingegen reagieren sensibler und erfordern entsprechend mehr Aufwand bei der Kompensation. Positive Effekte dieser gasbeschaffenheitsgetriebenen Maßnahmen sind die möglichen Prozessoptimierungen im Sinne von Effizienzsteigerungen, höheren Produktqualitäten und insgesamt geringeren Schadstoffemissionen.

Die Abbildung 6-1 zeigt diesbezüglich die Einschätzung der Forschungsstellen zur Empfindlichkeit verschiedener industrieller Gasanwendungen in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen (vgl. Kap. 2.7). Ein wesentliches Ergebnis des Projektes war diese detaillierte aufgeschlüsselte Betrachtung der potentiellen Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf Industrieprozesse in Bezug auf Sicherheit, Effizienz, Emissionen, thermische Überlast und, soweit relevant, auf die Produktqualität. Die Darstellung gilt unter der Bedingung einer Veränderung der Gasbeschaffenheit von niederen auf höheren Wobbe-Index unter Ausnutzung der gesamten möglichen Schwankungsbreite des DVGW-Arbeitsblattes G 260. Basis bildet der gegenwärtige Stand der Anlagentechnik (ohne Kompensation).

Branche	Prozess	Effizienz	Sicherheit (Emissionen und/oder thermische Überlast)	Produktqualität
Bei Umstellung von niederen auf höheren Wobbe-Index (gesamte mögliche Schwankungsbreite DVGW G 260)				
Wärme	Heiz- und Dampfkessel	Yellow	Red	Green
	Hellstrahler	Yellow	Red	Green
	direkte und indirekte Trocknung	Yellow	Yellow	Yellow
Metallurgie	Vorwärmung (Metalle)	Yellow	Red	Yellow
	Thermochem. Wärmebehandlung	Yellow	Yellow	Green
	Verzinkungsprozesse	Yellow	Green	Red
	Schmelzprozesse (NE-Metalle)	Red	Red	Red
Keramik	Kalköfen, Kalzinierung von Tonerden	Yellow	Yellow	Yellow
	Ziegelfertigung	Yellow	Red	Red
	Porzellanbrennen	Yellow	Red	Red
Glas	Glasschmelzen (Flachglas)	Red	Red	Red
	Glasschmelzen (Behälterglas), Feeder	Red	Red	Red
	Glasnachbehandlung	Red	Red	Red
Chemie	Chemie-, Kunststoffindustrie	Red	Red	Red

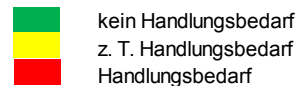


Abbildung 6-1: Einschätzung der Empfindlichkeit verschiedener industrieller Thermoprozesse in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen (Einschätzung der Forschungsstellen)

Wichtig ist ein entsprechendes Bewusstsein der Gaswirtschaft, der Anlagenbauer, -betreiber und Komponentenhersteller für die Effekte von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf die Prozesse und Anlagen, um zielführend reagieren zu können. Das Projekt zeigt, dass dieses Bewusstsein je nach Gewerbe- und Industriebereich sowie Anwendung sehr unterschiedlich entwickelt ist und durch entsprechende Informationen intensiviert werden muss.

Auf Basis der durchgeführten Berechnungen, Simulationen, Laborversuche und experimentellen Untersuchungen für unterschiedliche industrielle Anwendungen (z. B. Industriekessel und Glasschmelzwanne) ergeben sich z. B. folgende Auswirkungen bei Änderung des Mindestluftbedarfs und damit der Luftzahl λ für den Fall, dass die Luftzahl nicht konstant gehalten wird:

- Risiko der unvollständigen Verbrennung und damit erhöhte Schadstoffemissionen (z. B. CO-Bildung) bei Erhöhung des Mindestluftbedarfs.
- Vergrößerung der Flammenlänge und höhere thermische Belastung des Brenners aufgrund von zu geringem Luftüberschuss und als Folge davon, Risiko der Brenner- und Kesselbeschädigung bei unvollständigem Ausbrand.
- Absenkung der Flammentemperatur, der thermischen Leistung und damit absinkende Effizienz bei steigendem Luftüberschuss.

Die Bandbreite von G 260 ist über Artikel 2 der Gasgeräte-richtlinie als Gaszusammensetzung des Mitgliedstaates Deutschland verankert. Daher wird teilweise die Meinung vertreten, dass Produkte, die durch unter der Gasgeräte-richtlinie harmonisierte Normen zertifiziert sind, diesen Bereich komplett abdecken können. Die Versuche mit einem industriellen Gebläsebrenner entsprechend der harmonisierten Norm EN 676 haben gezeigt, dass dies nicht so ist, sondern differenziert werden muss. Die Produkte sind generell im angegebenen Bereich einsetzbar, aber die lokal auftretende Schwankung der Gasbeschaffenheit darf nicht in der kompletten Bandbreite stattfinden, damit ein sicherer und bestimmungsgemäßer Gebrauch möglich ist. Dies ist vor allem auch vor dem

Hintergrund zu sehen, dass derartige Anlagen nach Effizienzkriterien mit einem geringen Luftüberschuss und auch nicht auf ein Standardgas wie G 20 eingestellt werden können, sondern auf das lokal vorliegende Gas eingestellt werden müssen. Daher ist zu empfehlen, dass für zukünftige Diskussionen (z. B. Pilotstudien, Normungsaktivitäten) über mögliche Gaszusammensetzungen immer nach genereller Bandbreite und lokal auftretender Bandbreite differenziert wird. Auf jeden Fall kann prognostiziert werden, dass es im Fall der Ausnutzung der kompletten Bandbreite der G 260 zu massiven Problemen bei einer Großzahl von Gasanwendungen kommt. Die aufgezeigten Aspekte betreffen also nicht die Gaszusammensetzung an sich, vielmehr sind die zeitliche Komponente und die Amplitude der Änderung der Gaszusammensetzung problematisch. Wenn die Gaszusammensetzung in ausreichendem Maße über einen längeren Zeitraum konstant ist, kann das entsprechende Verbrennungssystem auf das jeweilige Gas optimal eingestellt werden. Kommt es jedoch zu einer unerwarteten Veränderung in der chemischen Zusammensetzung des Gases, ist ein Großteil der industriellen und gewerblichen Gasanwendungen nicht in der Lage, die Veränderungen in ausreichendem Maße zu detektieren und zu kompensieren.

6.1 Handlungsempfehlungen für Betreiber und Hersteller von gewerblichen und industriellen Anlagen sowie der Komponentenhersteller

Eine isolierte Betrachtung des eigentlichen Thermoprozesses ist üblicherweise nicht ausreichend, vielmehr müssen vor- und nachgeschaltete Anlagen und Teilprozesse bei Optimierungsmaßnahmen ebenfalls berücksichtigt werden. Grundsätzlich können Messungen zur Steuerung des Feuerungsprozesses vor, während und/oder nach der Verbrennung mehr oder weniger detailliert durchgeführt werden. Entsprechende Regelungssysteme sollten immer eine Verbrennungsgüte- und eine Leistungsregelung beinhalten. Dabei sollte die Überwachung des Feuerungsprozesses im Feuerungsraum zur besseren Brennersteuerung dem Stand der Technik und den gesetzlichen Vorgaben entsprechen, um Produktqualität, Effizienz und niedrige Schadstoffemissionen sicherzustellen [6.1-6.8]. Für die Prozessregelung ist insbesondere der Restsauerstoffgehalt im Abgas von Bedeutung, da sich daraus die im Ofenraum vorliegende globale Luftzahl ableiten lässt. Änderungen der Gasbeschaffenheit wirken sich u. a. auf den minimalen Luftbedarf und damit auf die Luftzahl aus, sodass der Einsatz einer Lambda-Sonde ein Ansatz zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen im Sinne einer Verbrennungsgüteregelung sein kann. Der Einsatz einer Lambda-Sonde ist jedoch nicht in allen Prozessen möglich. Darüber hinaus kann aus Effizienz- und Umweltschutzgründen die Messung weiterer Abgaskomponenten wie CO und NO_x ebenfalls erforderlich sein. Aus Gründen der Wirtschaftlichkeit bietet sich eine Kombination aus CO- und O₂-Messung an, da hier der Luftüberschuss bei gleichzeitiger CO-Kontrolle minimiert werden kann. Die Minimierung des Luftüberschusses erhöht die Prozesseffizienz, da die Abgasverluste reduziert werden können. Auf europäischer Ebene sind Luftzahlvorgaben für Thermoprozesse im Bereich von $\lambda = 1,1$ geplant. Bei Gasbeschaffenheitsschwankungen hin zu höherkalorischen Gasen kann dies ohne Kompensation zu Emissions- und Effizienzproblemen führen. Eine Leistungsregelung ist durch die Messung der Abgasbestandteile nicht gegeben.

Es sei an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass nach wie vor zahlreiche Anlagen betrieben werden, die über fest hinterlegte Volumenstromverhältnisse oder eingestellte Brenngasdruckverluste gesteuert werden. Die bereits vorgestellten Simulationen und Messungen weisen die unzureichende

Flexibilität dieser Steuerungsmethodik nach, da hier nicht in ausreichendem Maße auf variable physikalische und chemische Eigenschaften des Brenngases Rücksicht genommen werden kann. Eine separate Steuerung der Brenngas- und Oxidatorvolumenströme ist diesbezüglich im Sinne einer kombinierten Leistungs- und Verbrennungsgüterregelung weitaus zielführender. Solche innovative, vergleichsweise kostengünstige Leistungs- und Verbrennungsgüterregelungen auf Basis von Abgaskomponenten- und Temperaturmessungen können auch in der Regel an Bestandsanlagen nachgerüstet werden. Vielfach müssen aber entsprechende Schnittstellen zwischen Sensorik und Aktorik und vor allem ein prozessspezifisches Regelungsmodell eingeführt werden. Durch die Messung charakteristischer Brenngasgrößen, wie etwa Heizwert, Wobbe-Index oder auch physikalischer Größen wie Dichte, Wärmeleitfähigkeit oder Schallgeschwindigkeit, können die Eigenschaften eines Brenngasgemisches in größerem Umfang bei der Regelung der Anlage berücksichtigt werden. Hierbei ist jedoch sicherzustellen, dass die zu erwartenden Brenngaszusammensetzungen mit dem verwendeten Messverfahren kompatibel, d. h. durch die Kalibration abgedeckt sind. Dies gilt insbesondere vor dem Hintergrund der möglichen Zumischung von Wasserstoff und höheren Kohlenwasserstoffen in das Erdgasnetz. Nicht jedes Messverfahren ist gleichermaßen für die Überwachung wasserstoffreicher Gasgemische oder Gasgemische mit hohen Anteilen an höheren Kohlenwasserstoffen geeignet.

In manchen Anwendungsfällen ist die Bestimmung einiger weniger charakteristischer Brenngaskenngrößen nicht ausreichend, um Produktqualität und Effizienz einer Thermoprozessanlage sicherzustellen. Dies gilt im Wesentlichen für Prozesse, bei denen die Flamme in unmittelbarem Kontakt mit einem Wärmegut steht, etwa bei Schmelz- oder Wärmebehandlungsprozessen, wie sie in der Glas-, Keramik- oder auch Metallindustrie zu finden sind. Bei diesen Prozessen spielen Flammenlänge und -form sowie die sich daraus ergebenden Wärmeflüsse in das Wärmegut und die lokal anliegende Abgaszusammensetzung (z. B. O₂-Gehalt bei der Stahlverzinkung) eine wesentliche Rolle für die Produktqualität. Die Flammenform wiederum wird durch die chemische Zusammensetzung des Brenngases maßgeblich beeinflusst, sodass eine Reduktion der Beschreibung der Gasbeschaffenheit auf einen oder mehrere Kennwerte oft nicht ausreichend ist. In diesen Fällen können Gaschromatographen (GC) zum Einsatz kommen, die die chemische Zusammensetzung eines Gases detailliert aufschlüsseln können. In [6.3] und [6.4] sind Fälle beschrieben, in denen empfindliche Prozesse aus der Glasindustrie durch den Einsatz von Gaschromatographen in Kombination mit entsprechenden Regelungsstrategien trotz schwankender Gasbeschaffenheiten erfolgreich betrieben werden konnten, während vorher installierte Regelungen, die auf dem Wobbe-Index basieren, versagt hatten. Nachteile von GC sind jedoch die verhältnismäßig hohen Investitions- und Betriebskosten und die diskontinuierliche Messweise (typ. alle 3 – 10 Minuten).

Insgesamt ist der gesamte Prozess gegenwärtig im Fluss. Damit lässt sich der Umfang bzw. die Anzahl der von zusätzlichen Kompensationsmaßnahmen betroffenen Anlagen noch nicht abschätzen. Wenn die gesamte mögliche Schwankungsbreite der G 260 tatsächlich auch lokal auftritt, müssten nahezu 100% aller Anlagen mit geeigneter Kompensationstechnik nachgerüstet werden.

Folgende Empfehlungen für Anlagenbetreiber sind aufgrund der Untersuchungsergebnisse in Kurzform sinnvoll, wobei sich der Umfang der aufgeführten Anforderungen nach der Empfindlichkeit des Gasanwendungsprozesses richtet:

Grundsätzliche, minimale Anforderungen:

- Regelmäßige Wartung der Anlagen und Überprüfung der Brennereinstellungen
- Messung der Temperaturen im Ofenraum bzw. im Wärmgut
- Aufstellen eines Prozessmodells (bisheriges Regelungskonzept, Optimierungspotenzial)

1. Schritt zur Überwachung und Regelung

- Messung des Sauerstoffgehaltes und der Temperatur im Abgas, wo möglich
- Messung der Brennerdrücke bzw. Brennstoffvolumina
- Messung von Temperaturkennfeldern im Prozess

2. Weiterführende Schritte

- Messung weiterer Abgaskomponenten (CO, NO_x), idealerweise in Kombination mit O₂
- Bestimmung der Brenngaseigenschaften (Heizwert, Wobbe-Index etc.)
- Erfassung der Luftzufuhr

3. Umfassende Analyse

- Messung der Brenngaszusammensetzung

6.2 Handlungsempfehlungen für Gasversorger und Netzbetreiber

Interessant wäre die an einigen Stellen bereits umgesetzte Praxis ([6.5], [6.6]), bei denen ein Gasnetzbetreiber die Gasbeschaffenheitsmessdaten zeitnah (bei Bedarf tägliche Updates über Wobbe-Index, Brennwert und Zusammensetzung des gelieferten Gases) Industriekunden als Dienstleistung zur Verfügung stellt. Denkbar wäre auch das Absetzen einer automatischen Warnung bei Schwankungen des Brennwertes (z. B. Schwellenwerte bei 0,3 kWh/m³ und 0,15 kWh/m³) an den Endkunden. Aus Gesprächen mit Industrievertretern der chemischen Industrie konnte entnommen werden, dass die Betreiber der entsprechenden Anlagen von ihren Gaslieferanten im Vorfeld über anstehende Änderungen der Erdgaszusammensetzung informiert werden, sodass die Anlagenfahrer entsprechend reagieren können.

Durch die Trennung von Gasversorger und Gasnetzbetreiber (das so genannte „Unbundling“) ist allerdings trotz der zunehmenden Relevanz der Gasbeschaffenheitsschwankungen hier leider gegenwärtig ein gegenläufiger Trend beobachtbar. Die Bereitstellung von Gasbeschaffenheitsmessdaten ist rückläufig und unter den gegenwärtigen Bedingungen des kostengetriebenen schnell variierenden Gashandels kaum noch möglich.

Eine weitere Möglichkeit, eine konstante Gasbeschaffenheit zu gewährleisten, ist die Kombination einer Gasbeschaffenheitsmessung mit einer Konditionierung durch Zumischung von Zusatzgasen, z. B. Flüssiggas, Stickstoff oder Luft, wie sie auch bei der Einspeisung von Bioerdgas angewendet wird. Eine Gaskonditionierung vor Ort dürfte für viele Industriebetriebe hingegen keine wirtschaftlich sinnvolle Lösung sein.

6.3 Handlungsempfehlungen an die Normungs- und Regelwerks-gremien

Bei allen adaptiven Leistungs- und Verbrennungsgüteregelsystemen auf Basis von Prä-, In-situ- und/oder Post-Prozessmessungen ist zu klären, wie solche Geräte sicher, normgerecht und kostengünstig in bestehende Mess-, Steuer- und Regelungssysteme von Thermoprozessanlagen eingebunden werden können. Es sei an dieser Stelle u. a. auf die DIN EN 746, Teil 2, und die Maschinenrichtlinie hingewiesen. Diese Normen betrachten erstmalig die gesamte Sicherheitskette. Um ausreichend hohe Sicherheitsintegritäts-Level (SIL) und Performance-Levels (PL) zu erreichen, ist es nicht mehr ausreichend, die Einzelkomponenten entsprechend zu zertifizieren. Vielmehr muss die gesamte Prozesssteuerung den definierten Anforderungen gerecht werden [6.7]. Eine Herausforderung wird deshalb die Einbindung der erforderlichen Mess- und Regelungstechnik zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen in die Mess-, Regel- und Steuerungstechnik der jeweiligen industriellen Thermoprozessanlagen sein (SIL/PL-Level, s.o.). Hier besteht weiterer Forschungs- und Entwicklungsbedarf für individuelle Lösungen.

Aktuelle Normungsarbeiten (z. B. TC234 WG11) berücksichtigen keine Unterscheidung zwischen generell und lokal akzeptabler Bandbreite. Im Gegenzug werden aber gerade einige bereits harmonisierte Normen (z.B. EN 676) überarbeitet, die eben genau diese lokale Bandbreite limitieren, was der Erkenntnis des vorliegenden Berichtes entspricht. Es wird empfohlen, dass beide Richtungen der Regelwerksanpassungen konsistent bearbeitet werden, sodass genormte und zertifizierte Geräte auch tatsächlich betrieben werden können.

Zusätzlich wird eine generelle Empfehlung für die langfristige Gestaltung der Regelwerke empfohlen. Diese könnte sich an die Erkenntnisse in Holland anlehnen. Die Aussage ist, dass kurz und mittelfristig die Gaszusammensetzung, und dabei vor allem die lokal auftretenden Schwankungen, sich nach den derzeit installierten und zeitnah in den Markt gebrachten Geräten richten muss, um die Sicherheit zu gewährleisten. Langfristig müssen sich jedoch die Gasanwendungen bzw. -geräte nach den zu erwartenden Schwankungen in der Gasversorgung richten. Damit haben Anlagenbetreiber und Gerätehersteller ausreichend Zeit, sichere und kostengünstigere Kompensationsmaßnahmen zu entwickeln. Im Zuge des normalen Austauschzyklus am Markt werden dann alle Geräte in der Lage sein mit größeren Schwankungen bei der Gaszusammensetzung umzugehen. Allerdings ist es dazu notwendig, bereits kurzfristig die langfristig zu erwarteten Schwankungen zu normieren und auch dabei die volkswirtschaftliche Kostenbalance zwischen Kompensation auf der Versorgerseite und der Geräteseite zu berücksichtigen.

Die Grenzgasen in der EN 437 (auch bei den niederländischen Grenzgasen in NTA 8837) sollten weiterentwickelt werden. Die Untersuchungen zeigten vor allem bei vormischenden Systemen, dass eine H₂-Beimischung zu Erdgas eher die Tendenz zum Flammenabheben begünstigt, als dass die

Gefahr des Flammenrückschlags erhöht wird. Eine erhöhte thermische Belastung des Brennermundes mit steigendem H₂-Anteil zeigte sich jedoch bei den untersuchten Gebläse-brennern.

In den vorliegenden Regelwerken zum Thema Gasbeschaffenheit ist die Häufigkeit der zeitlichen Schwankung bis jetzt nicht berücksichtigt worden. Dies sollte mit betrachtet werden.

6.4 Weiterer Forschungs- und Entwicklungsbedarf

Aus den o. g. Handlungsempfehlungen an die Normungs- und Regelungsgremien ergibt sich weiterer Forschungs- und Entwicklungsbedarf. Insgesamt ergeben sich daraus drei Hauptforschungsrichtungen:

- Ermittlung der kurz- und mittelfristig akzeptablen lokalen Schwankungen entsprechend der installierten Gasanwendungen und aktuellen Prüfnormen.
- Ermittlung der langfristig zu erwartenden Bandbreite und Beachtung der Kostenbalance zwischen Kompensation auf der Gas- und Geräteseite.
- Verbesserung und Entwicklung der geräteseitigen Kompensationsverfahren in Richtung kostengünstigerer Lösungen für die verschiedenen Gasanwendungen.

Darüber hinaus sind zahlreiche Thermoprozessanlagen (z. B. chemische Industrie, Härtereien) bezüglich ihrer Empfindlichkeit auf Gasbeschaffenheitsschwankungen zu testen, da die Systeme und Teilprozesse im Rahmen der vorliegenden Untersuchung nicht im Detail und nicht für alle vorliegenden Industrieanwendungen untersucht werden konnten. Entsprechend den Prozessanforderungen sind Kompensationsansätze auch unter Betrachtung der Wirtschaftlichkeit zu entwickeln. Die Einflüsse von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf gasmotorische Systeme oder Gasturbinen sind ebenfalls zu untersuchen, die Systeme waren wegen des Projektumfangs bewusst keine Untersuchungsgegenstände. Dementsprechend sollten das Gasfach, die Versorger und Hersteller aktiv auf die Anwender zu gehen, um den jeweiligen Handlungsbedarf bei den Anwendungen aufzuzeigen.

Die Integration der Messtechnik in bestehende Regelungssysteme bzw. der Aufbau komplett neuer Mess- und Regelungssysteme erfordert wegen neuer normativer Anforderungen eine Neubetrachtung der einzuhaltenden Betriebssicherheit. Hier besteht weiterer Forschungs- und Entwicklungsbedarf. Vor dem Hintergrund der Betriebssicherheit und der Wirtschaftlichkeit sind innovative Mess- und Regelungskonzepte weiter zu entwickeln. Hier ist das Prozessverständnis häufig noch auszubauen, um den Herstellern und Betreibern leistungsfähige und preiswerte Ansätze anbieten zu können.

Eine hinreichend genaue Analyse der Gaszusammensetzung ist sehr aufwändig und kostenintensiv (z. B. GC). Ansätze für vereinfachte Messverfahren sind im Labormaßstab vorhanden und müssen für eine praktische Anwendung in der Industrie noch angepasst werden.

Folgende Vorgehensweise kann diesbezüglich benannt werden:

- Detektierung relevanter Messgrößen für den jeweiligen Industriezweig/Thermoprozessanlagen,
- Ermittlung der relevanten Regelparameter,
- darauf aufbauend: Entwicklung vereinfachter Messsysteme maßgeschneidert für die jeweilige Anwendung,
- Entwicklung angepasster Regelstrategien und Kompensationsverfahren für die jeweilige Anwendung.

Hier besteht noch massiver Forschungs- und Entwicklungsbedarf, der auf die relevanten Industriezweige angepasst werden muss.

6.5 Fazit und Ausblick

Die einzelnen Kapitel 2 - 5 enthalten jeweils bereits Kurzzusammenfassungen der Forschungs- und Entwicklungsergebnisse. Im Kapitel 2 werden die gesamten Untersuchungsergebnisse in zusammenfassender Form dargestellt. Deshalb erfolgt an dieser Stelle nur noch ein kurzes Fazit.

Die Veränderungen auf den deutschen und europäischen Gasmärkten sind unumkehrbar und bringen erhebliche Vorteile mit sich. Erhöhte Versorgungssicherheit, stabile Preise und die verstärkte Einbindung regenerativer Energiequellen seien hier als Vorteile dieser Entwicklung genannt. Auf der Anwenderseite müssen sich aber vor allem gewerbliche und industrielle Anlagenbetreiber auf stärkere Schwankungen der Gaszusammensetzung und damit der Verbrennungseigenschaften der verteilten Gase einstellen.

Gasbeschaffenheitsschwankungen können über die Veränderungen der Flammentemperaturen, Wärmestrahlung und die Abgaszusammensetzungen die Schadstoffemissionen, die Leistung, die Effizienz, die Produktqualität und unter Umständen die Prozesssicherheit negativ beeinflussen. Zunehmende Schwankungen innerhalb des DVGW G 260-konformen Wobbe-Index-Bereichs können sich negativ auf Emissionen auswirken (auch im schmalen $\pm 2\%$ $W_{s,n}$ -Band). Bei Grundeinstellungen mit geringer Luftzahl und Schwankungen zu hohen Wobbe-Indizes können die CO-Emissionen die gesetzlichen Grenzwerte überschreiten. Das zeigten die Ergebnisse der umfangreichen Untersuchungen an Labor- und Industriebrennern eindeutig. Ob diese Schwankungen tatsächlich zu Betriebsproblemen führen, ist von der konkreten Anlage mit ihren Regelungseinrichtungen abhängig.

Manche Systeme im Bereich der Thermoprozesstechnik sind bei entsprechender Einstellung hinreichend robust, um trotz plötzlicher Veränderungen der Gasbeschaffenheit noch innerhalb der Spezifikationen weiter betrieben werden zu können.

Einige Prozesse – z. B. in der Glas-, Keramik- und Metall- und chemischen Industrie - reagieren empfindlich auf Gasbeschaffenheitsschwankungen.

Zusammenfassend sind folgende Aussagen möglich:

- Gasbeschaffenheitsschwankungen haben Auswirkungen hinsichtlich der Brennerleistung, der Luftzahl, der Effizienz, der Flammenform/-position, der Emissionen (CO, NO_x), dem Anlagenzustand sowie der Produktqualität (z.B. Glas-, Keramik-, Metallindustrie). Bereits Schwankungen im $\pm 2\%$ -Wobbe-Index Band (NL NTA 8837, Ergebnisse dieser Untersuchung, [6.9]) führen bei einigen Anwendungen zu inakzeptablen Effekten.

- Betreiber und Hersteller von Thermoprozessanlagen müssen ihre Systeme auf die Sensibilität gegenüber Gasbeschaffenheitsschwankungen prüfen.
- Die Anwendbarkeit von Gasbeschaffenheitsmesssystemen hängt von der Bandbreite der zulässigen Gasbeschaffenheiten ab. Hier müssen auch das Regelwerk für Gasbeschaffenheiten (G 260) und für Gasbeschaffenheitsmessungen (EN 6974, PTB-A7.64) aufeinander abgestimmt werden.
- Moderne Mess- und Regelungstechnik bieten Möglichkeiten zur Detektion und Kompensation von Schwankungen der Gasbeschaffenheit und können insgesamt zur Prozessoptimierung beitragen. Für Thermoprozessanlagen sind vielfach sehr spezifische Kompensationsverfahren anzuwenden, deren Einsatz neben der Prozessoptimierung aber auch zusätzliche Kosten bedeutet. Abhängig vom Prozess, der erforderlichen Produktqualität, den vorhandenen Anlagen (Ausstattung, Alter etc.) und den vorliegenden Betriebsparametern muss jede Anlage individuell betrachtet werden.
- Für viele Thermoprozessanlagenbetreiber sind Heizwert, Luftbedarf, C/H-Verhältnis wesentliche Kennzahlen, um den Prozess steuern zu können. Die Definition der Gaseigenschaften über den Wobbe-Index ist in diesen Fällen nicht ausreichend.

Zukünftige höhere und häufigere Gasbeschaffenheitsschwankungen stehen bevor. Ziel des Umgangs mit Gasbeschaffenheiten muss es sein, dass Erdgas auch in Zukunft ein sicherer, kosteneffizienter und umweltfreundlicher Energieträger bleibt.

6.6 Literaturverzeichnis

- [6.1] Technische Regel – Arbeitsblatt DVGW (A), „Gasbeschaffenheit“. Bonn, März 2013
- [6.2] Technische Regel – Arbeitsblatt DVGW G 262, „Nutzung von Gasen aus regenerativen Quellen in der öffentlichen Gasversorgung“. Bonn, September 2011
- [6.3] Giese, A., „Gasbeschaffenheitsschwankungen - Mögliche Auswirkungen auf industrielle Anwendungen,“ *Gaswärme International*, no. 2, pp. 70–75, 2013.
- [6.4] Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality. BP/IGU, 2011.
- [6.5] Cordier, R., „Impacts des variations de la qualité du gaz H dans les usages industriels,“ presented at the Colloque d’AFG sur la qualité du gaz, Paris, Frankreich, 2012.
- [6.6] Cordier, R., „A service offer in combustion control of gas-fired industrial thermal processes: applications in the glass industry (melting furnaces and feeders),“ presented at the GLASSMAN, 2009.
- [6.7] „Europäischer Maschinenrichtlinie- einfach umgesetzt,“ Siemens AG, 2009.

- [6.8] Nakajima, H., Kume, T., Ohashi, T., “Status Report: Impact of Gas Quality Variation on Gas Appliances in Japan,” presented at the 25th World Gas Conference, Kuala Lumpur, Malaysia, 2012
- [6.9] NEN. (2012). Netherland's Technical Agreement 8837.

7. Anhang

Siehe Datei „Anhang“