



**Gemeinsamer Abschlussbericht des Forschungsvorhabens
Gasbeschaffenheitsschwankungen - Erarbeitung von Kompensati-
onsstrategien für die Glasindustrie zur Optimierung der Energieeffi-
zienz
(Akronym: GasqualitaetGlas)**

Projektlaufzeit: 01.07.2015 – 30.06.2018

**Förderkennzeichen und Titel des Teilprojektes des GWI:
03ET1296A**

**Untersuchung der Auswirkungen auf die Verbrennungsprozesse bei der Glasherstellung
mit Hilfe numerischer Simulation und experimentellen Untersuchungen**

**Förderkennzeichen und Titel des Teilprojektes der HVG:
03ET1296C**

**Test geeigneter Messtechniken zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen
sowie zur Optimierung der Energieeffizienz bei der Glasherstellung**

**Förderkennzeichen und Titel des Teilprojektes des BFI:
03ET1296B**

Entwicklung eines Messgerätes als Demonstrator

**Förderkennzeichen und Titel des Teilprojektes der STG:
03ET1296D**

**Entwicklung robuster Strategien der Energie- und Verbrennungsregelung von Schmelzöfen
zur vorausschauenden Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen**

Stand der aktuellen Version: 19.12.2018

Gefördert durch:



**aufgrund eines Beschlusses
des Deutschen Bundestages**

Autoren:

Anne Giese, Jörg Leicher, Tim Nowakowski

Gas- und Wärme-Institut Essen e. V.

Bernhard Fleischmann, Nils-Holger Löber

Hüttentechnische Vereinigung der deutschen Glasindustrie e. V.

Bernhart Stranzinger, Sebastian Bialek

VDEh Betriebsforschungsinstitut GmbH

Peter Hemmann, Cordula Treu

STG Combustion Control GmbH & Co. KG

Die Verantwortung für den Inhalt dieses Abschlussberichtes liegt bei den Autoren.

Antragsteller

1. Zuwendungsempfänger (Koordinierende Forschungsstelle)

Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI)

Hafenstraße 101

45356 Essen

Ansprechpartner:

Dr.-Ing. Anne Giese

T: 0201 3618-257

E: a.giese@gwi-essen.de



2. Zuwendungsempfänger

Hüttentechnische Vereinigung der Deutschen Glasindustrie e. V. (HVG)

Siemensstraße 45

63071 Offenbach

Ansprechpartner:

Dipl.-Ing. Bernhard Fleischmann

T: 069 975861-59

E: fleischmann@hvg-dgg.de



3. Zuwendungsempfänger

VDEh Betriebsforschungsinstitut GmbH (BFI)

Sohnstraße 65

40237 Düsseldorf

Ansprechpartner:

Dipl.-Ing. Sebastian Bialek

T: 0211 6707-897

E: sebastian.bialek@bfi.de



4. Zuwendungsempfänger

STG Combustion Control GmbH & Co. KG (STG)

Kiekebuscher Weg 14

03050 Cottbus

Ansprechpartner:

Dipl.-Ing. Cordula Treu

T: 0355 59020-34

E: cordula.treu@stg-cottbus.de



Unterstützende Firmen und Verbände

Ardagh Glass GmbH



ABB Automation GmbH



Karl Dungs GmbH & Co. KG



Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V.



Honeywell (Elster Group GmbH)



GMB Glasmanufaktur Brandenburg



HEINZ-GLAS GmbH & Co. KGaA



Hobré Instruments B.V.



LAMTEC Meß- und Regeltechnik für Feuerungen GmbH & Co. KG



Mems AG



Noelle + von Campe GmbH & Co. KG



Orbital Gas Systems Limited



Praxair Deutschland GmbH



Ritzenhoff AG



Siemens AG



UNION Instruments GmbH



Verallia Deutschland AG



Inhaltsverzeichnis

1. Zusammenfassung.....	1
2. Hintergründe und Ausgangssituation.....	2
2.1. Gasbeschaffenheit in der Thermoprozesstechnik.....	3
2.2. Der Glasherstellungsprozess.....	10
2.3. Kompensationsansätze und Mess- und Regelungstechnik (MSR).....	12
3. Vorgehensweise und erzielte Ergebnisse.....	17
3.1. AS 1: Zusammenstellung und Überprüfung der Messprinzipien und -geräte.....	18
3.1.1. AS 1.0: Anpassung eines vom BFI entwickelten Messkonzeptes speziell für den Einsatz an Thermoprozessanlagen der Glasindust- rie.....	18
3.1.2. AS 1.1: Überprüfung der Messgeräteeignung mit Hilfe syntheti- scher Gasmischungen.....	25
3.1.3. AS 1.2: experimentelle und theoretische Charakterisierung der untersuchten synthetischen Gasmischungen hinsichtlich ihrer Kennwerte und Abgleich der verwendeten thermodynamischen Datenbasis.....	33
3.2. AS 2: Numerische und messtechnische Untersuchungen zu Auswir- kungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf die Verbrennungsei- genschaften.....	35
3.2.1. AS 2.1: Bestimmung der Auswirkung auf die Emissionen und Tem- peraturen.....	35
3.2.2. AS 2.2: theoretische Bestimmung der Auswirkung auf das Strah- lungsverhalten.....	42
3.3. AS 3: Erfassung von Daten an realen Anlagen.....	52
3.3.1. AS 3.1: Erfassung der Gasbeschaffenheitsschwankungen an ver- schiedenen Glasindustriestandorten mit Hilfe unterschiedlicher Messsysteme mit zeitweise vergleichenden Messungen der un- terschiedlichen Methoden.....	52
3.3.2. AS 3.2: Archivierung relevanter Betriebsdaten (Leitwarte).....	61
3.3.3. AS 3.3: Ergänzende messtechnische Untersuchung durch die For- schungsstellen.....	66
3.4. AS 4: Numerische Simulationen der Auswirkungen der Gasbeschaffen- heitsschwankungen.....	68
3.4.1. AS 4.1: Reaktionskinetische Berechnungen der unter 3.1 gemes- senen realen Gasbeschaffenheitsschwankungen.....	68
3.4.2. AS 4.2: CFD-Simulation der Auswirkungen von Gasbeschaffen- heitsschwankungen an den untersuchten Anlagen.....	71

3.4.2.1.	Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf einen generischen Rohr-in-Rohr-Brenner..	74
3.4.2.2.	Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen an einer U-Flammen-Glasschmelzwanne.....	76
3.4.2.3.	Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen an einer Oxy-Fuel-Glasschmelzwanne.....	80
3.4.2.4.	Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen an einem Feeder-Brenner.....	85
3.4.2.5.	Auswirkungen der Umstellung von L-Gas auf H-Gas auf eine regenerative Glasschmelzwanne.....	88
3.4.3	AS 4.3: Berechnung der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf die Regeneratoren und auf die Energiebilanzen der untersuchten Anlagen.....	92
3.5	AS 5: Anpassung der Steuerungs- und Regelstrategien zum Ausgleich der Gasbeschaffenheitsschwankungen.....	97
3.5.1	AS 5.1: Analyse der Auswirkungen der Gasbeschaffenheitswechsel auf den Glasproduktionsprozess.....	97
3.5.2	AS 5.2: Analyse und Bewertung der eingesetzten Messkonzepte und -geräte.....	103
3.5.3	AS 5.3: Erarbeitung von Konzepten für Regel- und Steuerungsstrategien zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen..	109
3.5.3.1.	Energiebasierte Lambdaregelung – Grundkonzept.....	109
3.5.4	AS 5.4: Umsetzung und Test der erarbeiteten MSR-Konzepte.....	111
3.5.4.1	Software.....	111
3.5.4.1.1	SPS basierte Verbrennungsrechnung.....	111
3.5.4.1.2	Softwarebaustein LAMBDA12 für die energiebasierte Lambdaregelung.....	113
3.5.4.1.2.1	Energiebezogene Lambdaregelung mit automatischem Modell XFM der Falschlufte.....	113
3.5.4.1.2.2	Energiebezogene Lambdaregelung mit manueller Falschluftekorrektur.....	114
3.5.4.1.2.3	Traditionelle Verhältnisregelung mit festem RATIO.....	115
3.5.4.1.2.4	Ein aktuelles Trendbeispiel.....	116
3.5.4.2	Anlagenlayout.....	116
3.5.4.2.1	Notwendige Anlagenkonfiguration.....	116
3.5.4.2.2	Vollständige Integration der Energiebasierten Lambdaregelung in die Ofensteuerung – Layout Typ 1.....	118
3.5.4.2.3	Bereitstellung einer separaten SPS zur Bereitstellung der Sollwerte für Brenngas und Brennluft für die Ofensteuerung – Layout Typ 2.....	118

3.5.4.2.4	Eine separate SPS zur Überwachung eines zentralen Kalorimeters oder Gaschromatographen im Zusammenwirken mit den Ofensteuerungen mehrerer Industrieöfen – Layout Typ 3.....	121
3.6	AS 6: Modifizierung und Anpassung der Messkonzepte und -geräte zur Erfassung der Gasbeschaffenheit an die Anforderungen des industriellen Einsatzes.....	122
3.6.1	AS 6.1: Identifizierung von Defiziten in Bezug auf relevante Messparameter.....	122
3.6.1.1	Mehr Aufmerksamkeit auf wiederholt beobachtete Temperaturempfindlichkeit der Messtechnik.....	122
3.6.1.2	Berücksichtigung von Lufttemperatur und -feuchtigkeit.....	123
3.6.1.3	Die zu erwartende Notwendigkeit, auch Gasbestandteile wie Wasserstoff und CO mit zu berücksichtigen.....	125
3.6.2	AS 6.2: Modifikation und Anpassung der Messgräte.....	127
3.6.3	AS 6.3: Überprüfung und Test der Modifikationen.....	127
3.7	AS 7: Erstellen von Handlungsempfehlungen und Aufzeigen von weiterem F&E-Bedarf zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen.....	127
3.7.1	AS 7.1: Analyse und Auswertung der erzielten Ergebnisse hinsichtlich der Auswirkungen sowie der Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen.....	127
3.7.2	AS 7.2: Bewertung der Messkonzepte bzgl. der Tauglichkeit in der industriellen Praxis und Auswahlhilfen.....	129
3.7.3	AS 7.3: Erstellung von Handlungsempfehlungen für die Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen.....	132
4.	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit.....	137
5.	Fortschreibung des Verwertungsplans.....	138
5.1	Schutzrechtsanmeldungen.....	138
5.2	Voraussichtlicher Nutzen und Verwertbarkeit des Ergebnisses.....	138
5.3	Erfolgte und geplante Veröffentlichungen.....	139
6.	Danksagung.....	142
7.	Literatur.....	143

Abkürzungsverzeichnis und Indices

BFI	VDEh-Betriebsforschungsinstitut
BG	Brenngas
BL	Brennluft
BMWi	Bundesministerium für Wirtschaft und Energie
CARI	Combustion Air Requirement Index
CFD	Computational Fluid Dynamics (numerische Strömungssimulation)
CH ₄	Methan
C ₂ H ₆	Ethan
C ₃ H ₈	Propan
C ₄ H ₁₀	Butan
C ₅ H ₁₂	Pentan
CO	Kohlenmonoxid
CO ₂	Kohlendioxid
DIN	Deutsches Institut für Normung
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V.
EASEE	European Association for the Streamlining of Energy Exchange
EMV	Elektromagnetische Verträglichkeit
EN	Europäische Norm
EU	Europäische Union
FT-Infrarot	Infrarotspektrometer - Analyse mit Hilfe einer Fourier-Transformation
GC	Gaschromatograph
GS(M)R	Gas Safety (Management) Regulations
GWI	Gas- und Wärme-Institut Essen e. V.
H ₂	Wasserstoff
H _i , H _u	Heizwert
H _s , H _o	Brennwert
HAPI	HITRAN Application Programming Interface
HITRAN	high-resolution transmission molecular absorption database
HTIF	Heat Transfer Impact Factor
HVG	Hüttentechnische Vereinigung der Deutschen Glasindustrie e. V.
ISO	International Organization for Standardization
L _{min}	Mindestluftbedarf
LNG	Liquefied Natural Gas
MZ	Methanzahl
N ₂	Stickstoff
NO _x	Stickstoffoxide
O ₂ min	Mindestsauerstoffbedarf
PDF	Probability Density Function (Wahrscheinlichkeitsdichtefunktion)

PL	Performance Level
QCL	Quantum Cascade Laser
RANS	Reynolds-Averaged Navier-Stokes
SIL	Safety Integrity Level
SNG	Synthetic/Substitute Natural Gas
TDLAS	Tunable diode laser absorption spectroscopy
TDLS	Tunable Diode Laser Spectroscopy
UniBMG	universelles Brenngasmessgerät
VDEh	Verein Deutscher Eisenhüttenleute
W_i	unterer Wobbe-Index
W_s	oberer Wobbe-Index
λ	Luftzahl, Lambdawert

1. Zusammenfassung

Die tiefgreifenden Veränderungen der europäischen Erdgasmärkte bringen - neben vielen Vorteilen, insbesondere auch für industrielle Erdgasnutzer - mit sich, dass sich die Betreiber sensibler industrieller Feuerungsprozesse bzw. Thermoprozessanlagen in Zukunft mit deutlich stärkeren Schwankungen der lokalen Erdgasbeschaffenheit konfrontiert sehen werden als bisher üblich. Die Glasindustrie und ihre meist erdgasbefeuernden Thermoprozessschritte werden in der Regel zu den empfindlicheren industriellen Endverbrauchern in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen gezählt. Deshalb wurden im Rahmen des Projektes GasQualitaetGlas (Erarbeitung von Kompensationsstrategien für die Glasindustrie zur Optimierung der Energieeffizienz) Lösungen für die Glasindustrie erarbeitet, die sich aber auch in andere Industriebranchen übertragen lassen.

Grundlage für die erarbeiteten Lösungsansätze bildete dabei als erstes die Untersuchung, Analyse und Bewertung handelsüblicher, aber auch in der Entwicklung befindlicher (z. B. BFI-Demonstrator zur Bestimmung verbrennungstechnischer Kenngrößen), Gasbeschaffenheitssysteme unter definierten Bedingungen sowie die Überprüfung der industriellen Einsetzbarkeit. Im Projekt wurde eine Vielzahl dieser Geräte an verschiedenen Standorten der Glasindustrie in Deutschland installiert bzw. den Forschungsstellen wurde der Zugriff auf Daten von bereits installierten Geräten gestattet. Damit konnten zahlreiche Daten über die aktuelle Ist-Situation der in Deutschland verteilten Erdgase erfasst sowie die Handhabung, Installationspraxis und Robustheit der untersuchten Geräte unter realen Bedingungen getestet werden. Die untersuchten Messkonzepte wurden abschließend qualitativ bewertet und eine grobe Kostenstruktur erstellt.

Neben der Auswertung der erfassten Gasbeschaffenheitsdaten spielt die Analyse der unterschiedlichen Prozessschritte der Glasherstellung bezüglich der eingesetzten Verbrennungskonzepte, die aufgetretenen und erkennbaren Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf die Teilprozesse und die daraus ableitbaren Konzepte zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen eine wesentliche Rolle. Der Projektpartner STG hat ein Regelungs- und Steuerungskonzept entwickelt und realisiert, welches die auftretenden Schwankungen der Gasbeschaffenheit erfasst und regelungstechnisch kompensieren kann.

Als abschließendes Ergebnis wurden detaillierte Handlungsempfehlungen für die Glasindustrie erarbeitet.

Die beiden folgenden Aussagen fassen die Handlungsempfehlungen zusammen und sind auch auf andere Industriebranchen übertragbar. Zur **Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen** ist es notwendig, die **anliegende Gasbeschaffenheit** (mindestens den Heizwert) (eigenes Messgerät oder Online-Daten des Netzbetreibers) in annähernder Echtzeit zu ermitteln und die **separate Erfassung** und **Regelung** von (Brenn)Gas- und Oxidator(Luft)strömen zu realisieren. Trotzdem müssen jede industrielle Feuerungsanlage und jeder technologische Prozessschritt individuell betrachtet und die Regelungsstrategie an diesen angepasst werden.

2. Hintergründe und Ausgangssituation

Der Erdgasmarkt befindet sich derzeit in einem tiefgreifenden Wandel: traditionelle Erdgasquellen (etwa L-Gas aus den Niederlanden sowie aus heimischen Quellen) verlieren an Bedeutung, während sowohl der Import von Erdgas (etwa aus Russland, dem Nahen Osten oder auch mittels LNG aus aller Welt) als auch Gase aus erneuerbaren Quellen (z. B. Biogas, Wasserstoff, SNG) eine immer größere Rolle spielen.

Auf der politischen Ebene führen das „unbundling“ von Gashandel, -ferntransport, -verteilung und -speicherung sowie die angestrebte europäische Harmonisierung von nationalen Gasbeschaffungsregelwerken (EN 16726 [1]) zu Veränderungen auch und gerade für die industrielle Nutzung von Erdgas. Die chemische Zusammensetzung des angebotenen Erdgases und damit seine Verbrennungseigenschaften werden in Zukunft größeren räumlichen und vor allem zeitlichen Schwankungen unterworfen sein als bisher. Eine Herausforderung in diesem Zusammenhang sind die gleichzeitig steigenden Anforderungen an Thermoprozessanlagen hinsichtlich Produktqualität, energetischer Effizienz (und damit auch CO₂-Emissionen) und Schadstoffemissionen. Eine Studie des DVGW von 2016 [2] zeigt auf, dass in der Thermoprozesstechnik der Einsatz von eigenen Messgeräten zur Erfassung der momentan anliegenden Gasbeschaffenheit bzw. -zusammensetzung bisher die Ausnahme ist. Lediglich 23 % der Teilnehmer einer Umfrage unter Betreibern von Thermoprozessanlagen gaben an, dass ihnen Informationen zur lokalen Gasbeschaffenheit in „Echtzeit“ (in diesem Kontext definiert als Messintervalle von 15 min oder weniger) zur Verfügung stehen.

Die deutsche Glasindustrie ist in besonderer Weise von dieser Entwicklung hin zu variableren Gaszusammensetzungen betroffen. Sie deckt etwa 90 % ihres Endenergiebedarfs an fossilen Brennstoffen mit Erdgas, was ca. 2 % des Gesamterdgasverbrauchs in Deutschland entspricht. Während des Glasherstellungsprozesses werden, abhängig vom Endprodukt, verschiedene Prozessschritte durchlaufen, die mit unterschiedlichen Verbrennungskonzepten (nicht-vorgemischte oder vorgemischte Verbrennung) arbeiten, um die jeweiligen Anforderungen des Arbeitsschrittes (z. B. Bereitstellung der zum Schmelzen der Rohstoffe nötigen Energie, kontrollierte thermische Homogenisierung der Glasschmelze im Feederbereich, definierte Temperatur- und Zeitkurven im Kühllofen zum Spannungsabbau) zu realisieren. Die verschiedenen Produktionsschritte in der Glasherstellung sind in hohem Maße von kontrollierbaren Betriebsbedingungen abhängig, um optimale Produktqualität und energetische Effizienz bei gleichzeitig niedrigen Schadstoffemissionen (im wesentlichen CO, SO_x und NO_x) zu gewährleisten.

Selbst geringfügige Veränderungen der Ofenraumtemperaturen oder -atmosphären können zu Produktionsauschuss, höherem Brenngasverbrauch, Verkürzung der Anlagenlebensdauer oder auch erhöhtem Schadstoffausstoß führen. Schnell schwankende Erdgaszusammensetzungen und damit variierende Verbrennungseigenschaften können daher zu erheblichen Problemen in der Prozesssteuerung führen. Die zurzeit angewandten Prozessregelungsstrategien, die im Allgemeinen eine zeitlich konstante Erdgaszusammensetzung voraussetzen, sind nicht mehr geeignet, um optimale Prozessbedingungen und damit die gewohnte und auch

vom Markt geforderte Produktqualität bei geringem Brenngasverbrauch und niedrigen Schadstoffemissionen sicherzustellen. In einer repräsentativen Umfrage [3] der Hüttentechnischen Vereinigung der Deutschen Glasindustrie e. V. (HVG) bestätigten etwa 75 % der teilnehmenden Unternehmen (das entspricht etwa 90 % der deutschen Glasproduktion), bereits Produktionsprobleme verschiedenster Art aufgrund von Gasbeschaffenheitsschwankungen erlebt zu haben.

2.1. Gasbeschaffenheit in der Thermoprozesstechnik

Die Frage, welche Anforderungen ein Erdgas erfüllen muss, um sicher, effizient und schadstoffarm in einer Vielzahl gastechnischer Geräte und Anlagen in Haushalt, Gewerbe, Industrie und Kraftwerkstechnik verwendet werden zu können, ist von zentraler Bedeutung für den Energieträger Erdgas. Daher kommt dem entsprechenden Regelwerk, in Deutschland das DVGW-Arbeitsblatt G 260 „Gasbeschaffenheit“ [4], eine Schlüsselrolle zu. In diesem Regelwerk wird die Gasbeschaffenheit im Wesentlichen anhand dreier charakteristischer Kenngrößen, der relativen Dichte d , dem Brennwert H_s und dem Wobbe-Index W_s , definiert.

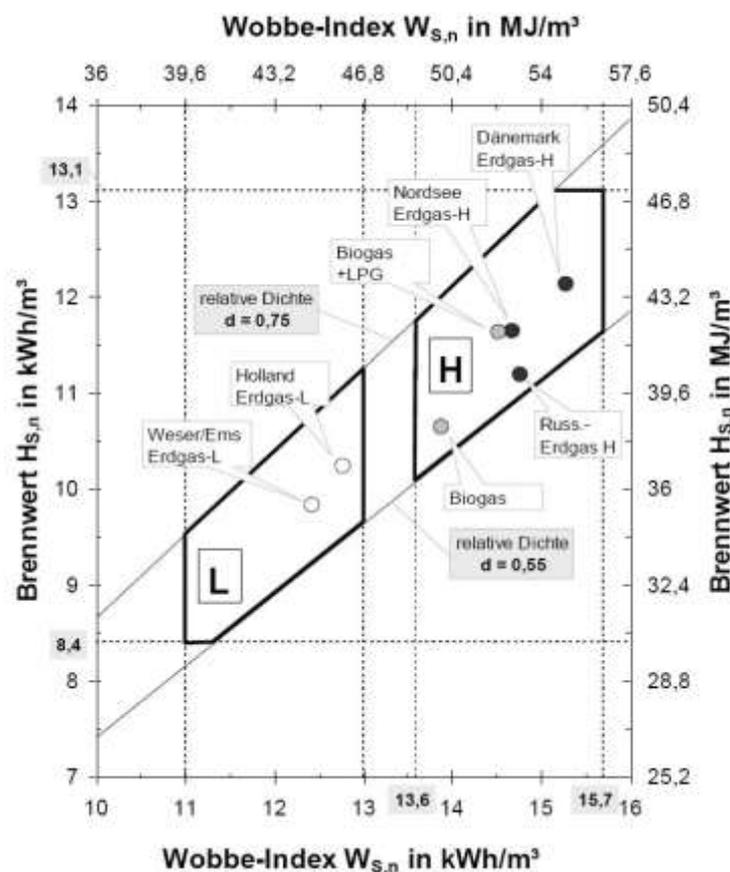


Abbildung 2.1: Gasbeschaffenheiten in Deutschland gemäß DVGW-Arbeitsblatt G 260 [4]

Der Wobbe-Index ist eine Kennzahl, mit der die Austauschbarkeit von Brenngasen quantifiziert wird.

Mit Hilfe dieser Kenngrößen werden zwei Bereiche aufgespannt, einer für verhältnismäßig nieder-kalorisches L-Gas und einer für hoch-kalorisches H-Gas. Betreiber von Gasverteilnetzen

sind verpflichtet sicherzustellen, dass das von ihnen verteilte Gas zu jedem Zeitpunkt an jeder Entnahmestelle in ihrem Netz die Kriterien der G 260 erfüllt. **Abbildung 2.1** zeigt die Gültigkeitsbereiche der G 260 sowie die Einordnung einiger typischer in Deutschland verteilter Erdgase.

Zwar sind die für L- und H-Gas vorgeschriebenen Bereiche recht groß, allerdings war die Situation in Deutschland seit Jahrzehnten dadurch geprägt, dass es an einer gegebenen Abnahmestelle im Gasnetz kaum zu relevanten Schwankungen der Gasbeschaffenheiten kam [2], [5]. Dieser Umstand war insbesondere für den Betrieb von empfindlichen erdgas-befeuerten Produktionsprozessen von großem Vorteil, da dadurch die Anlagen optimal hinsichtlich Effizienz, Produktqualität und Schadstoffemissionen ausgelegt und betrieben werden konnten. Selbst geringfügige Gasbeschaffenheitsschwankungen traten de facto kaum auf, die von der G 260 theoretisch erlaubte Brandbreite wurde real bei weitem nicht ausgenutzt. Dies wird sich jedoch ändern: es ist verstärkt mit erheblichen, auch kurzfristigen und schnellen Schwankungen der Gasbeschaffenheit an jeder beliebigen Stelle im Gasnetz zu rechnen, was sich in gewissem Maß auch schon in den aktuellen Gasbeschaffenheitsschwankungen widerspiegelt.

Für vielen Branchen und Anlagen der thermischen Verfahrenstechnik stellt diese Entwicklung eine beträchtliche Herausforderung dar. Die verschiedenen Verfahrensschritte bei der Herstellung von Glas zählen dabei mit zu den sensibelsten feuerungstechnischen Prozessen im Bereich der Thermoprozesstechnik [2], [6], [7], [8], [9]. Selbst geringfügige Veränderungen der Betriebsbedingungen im Ofenraum, also z. B. Temperaturen oder Atmosphärenzusammensetzung, aber auch Änderungen in der Wärmeübertragung, können sich unmittelbar auf Produkteigenschaften auswirken. Die Auswirkungen schwankender Prozessbedingungen, zum Beispiel aufgrund von Veränderungen der Brenngaszusammensetzung, auf das fertige Produkt können sich dabei unterschiedlich gestalten, je nachdem, wo im Fertigungsprozess sie auftreten. Während Schwankungen in der Glasschmelzwanne durch sich verändernde Wärmeflussverteilungen in die Schmelze u. a. verstärkte Blasenbildung und damit erhöhten Ausschuss verursachen, können schwankende Randbedingungen im Feeder- oder Kühllofenbereich zu einer mangelnden thermischen Homogenität des Glases führen, mit negativen Auswirkungen auf die mechanischen Eigenschaften und damit auf die Produktqualität. Zwar kann minderwertiges Glas erneut eingeschmolzen und somit neu verarbeitet werden, allerdings haben hohe Ausschussraten einem erhöhten spezifischen Energieverbrauch pro Produkteinheit zur Folge, so dass die Gesamteffizienz des Fertigungsprozesses leidet.

Neben den produktionstechnischen Aspekten spielen gasbeschaffenheitsbedingte Schwankungen vor allem beim eigentlichen Feuerungsprozess eine große Rolle. Die Glasherstellung ist grundsätzlich sehr energieintensiv: die größten Glasschmelzwannen zur Flachglasherstellung können durchaus Brennerleistungen von bis zu 100 MW aufweisen, das entspricht einen Erdgasverbrauch von etwa 10.000 m³_N/h. Daher haben Anlagenbetreiber ein großes Interesse daran, die Prozessführung optimal und effizient zu gestalten, um Brennstoffkosten zu sparen. Die deutsche Glasindustrie beispielsweise konnte durch kontinuierliche Forschung und Ent-

wicklung binnen 70 Jahren den statistischen spezifischen Energieverbrauch pro Tonne produziertem Glas um mehr als 80 % reduzieren [10]. Solche Optimierungsmaßnahmen gehen jedoch häufig auf Kosten der Flexibilität einer Anlage. Der Bereich, in dem eine solche Anlage hinsichtlich Energiebedarf und Schadstoffemissionen optimal betrieben werden kann, wird mit zunehmender Effizienzsteigerung meist kleiner.

Einen wesentlichen Prozessparameter für die energetische Effizienz eines Verbrennungsvorgangs stellt die sogenannte Luftzahl λ dar, die als das Verhältnis der angebotenen Luftmenge zur stöchiometrisch benötigten Luftmenge definiert ist. Eine Verbrennung bei $\lambda = 1$ ist, energetisch gesehen, optimal, da hier nur die tatsächlich benötigte Verbrennungsluft gefördert und im Verbrennungsprozess erhitzt wird. Daher treten hier auch die annähernd höchsten Verbrennungstemperaturen auf. Weil diese so genannte stöchiometrische Verbrennung jedoch nur bei absolut perfekter Mischung einen vollständigen Ausbrand garantiert, ist es üblich, Thermoprozessanlagen mit einem geringen Luftüberschuss zu fahren (im Glasbereich etwa $\lambda = 1,02 - 1,1$), um eine hohe feuerungstechnische Effizienz bei gleichzeitig vollständigem Ausbrand zu erreichen. Solche hochgradig optimierten Anlagen sind jedoch weitaus empfindlicher in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen als Anlagen, die von vornherein mit einer höheren Luftzahl betrieben werden, wie es beispielsweise im Haushaltsbereich ($\lambda = 1,3 - 1,4$) üblich ist.

In Thermoprozessanlagen ist es gängige Praxis, den Restsauerstoffgehalt im Abgas zu messen und daraus auf die global im Ofenraum vorliegende Luftzahl zurückzurechnen. Auf diese Weise kann mit Hilfe von Lambda-Sonden recht einfach der Prozess hinsichtlich seiner Stöchiometrie überwacht und geregelt werden. Dieser Weg ist jedoch bei variablen Brenngaszusammensetzungen nicht mehr ohne weiteres möglich, da er eine genaue Kenntnis des minimalen Luftbedarfs des aktuell verfeuerten Brennstoffs erfordert, der wiederum von der chemischen Zusammensetzung des Brenngases abhängig ist. Aus diesem Grund laufen Verbrennungsprozesse, die aus Effizienzgründen nur mit sehr geringem Luftüberschuss betrieben werden, schnell Gefahr, bei schwankenden Gasbeschaffenheiten unterstöchiometrisch zu werden, was zu Wirkungsgradeinbußen und vor allem zur Bildung toxischen Kohlenmonoxids führt. Alternativ kann die tatsächliche Luftzahl auch steigen, was mit Wirkungsgradverlusten einhergeht und unter Umständen auch erhöhten Stickoxidemissionen verursachen kann.

Dies war in Deutschland in der Regel bisher nur selten ein Problem, da die Zusammensetzung des am Standort dargebotenen Erdgases kaum schwankte. Bei den in Zukunft erwarteten stärkeren, häufigeren und schnelleren Fluktuationen der Gasbeschaffenheit ist jedoch mit weitaus größeren Auswirkungen hinsichtlich Produktionseffizienz, Prozessstabilität, Brenngasverbrauch und nicht zuletzt auch Schadstoffemissionen zu rechnen. Erste Erfahrungsberichte dieser Art sind bereits aus der Industrie bekannt [3], [9], [11].

Slim et. al. [12] untersuchten experimentell die Auswirkungen verschiedener Gasqualitäten auf industrielle Gebläsebrenner, wobei sie sich bei den untersuchten Gasbeschaffenheiten an den von EASEE-gas empfohlenen Grenzen [13] orientierten (EASEE: European Association for

the Streamlining of Energy Exchange), einer Empfehlung für den innereuropäischen Gashandel. Sie konnten teils erhebliche Auswirkungen unterschiedlicher Gasbeschaffenheiten auf den Brennerbetrieb feststellen, die sich in veränderten Schadstoffemissionen und Flammeninstabilitäten niederschlugen. Gerade hoch optimierte Low-NO_x-Brenner zeigten sich recht empfindlich in Bezug auf fluktuierende Gasbeschaffenheiten.

Von entscheidender Bedeutung erwies sich auch, auf welches Gas die Brenner ursprünglich eingestellt waren. Brenner, die von vornherein auf eher niederkalorische oder sehr hochkalorische Gase innerhalb der EASEE-gas-Bandbreite eingestellt waren, reagierten weitaus problematischer als Brenner, die mit Hilfe eines Gases kalibriert worden waren, das sich mittig im von EASEE-gas aufgespannten zulässigen Bereich befand. Dies ist wichtig, weil Industriebrenner und -anlagen, im Gegensatz zu Gasgeräten aus dem Haushaltsbereich, nicht mit einem genau definierten Referenzgas kalibriert werden können, sondern mit dem lokal verfügbaren Erdgas zum Zeitpunkt der Inbetriebnahme. Ist die lokal dargebotene Gasqualität großen Schwankungen unterworfen, kann das Brennersystem nicht ohne Weiteres für einen effizienten und schadstoffarmen Betrieb eingestellt werden, zumal die genaue Gasbeschaffenheit bzw. -zusammensetzung zum Zeitpunkt der Einstellung oft gar nicht bekannt ist. Man stellt meistens auf einen vorgegebenen Rest-Sauerstoffgehalt oder einen CO₂-Gehalt im Abgas ein. Daraus folgt, dass eine kontinuierliche Messung des Restsauerstoffgehalts im Abgas in Kombination mit einer aktiven Regelung zur Anpassung der Luftmenge eine Grundvoraussetzung für eine effiziente und schadstoffarme Brennerfahrweise ist. Für sich allein betrachtet ist eine solche λ -Regelung jedoch nicht ausreichend, um Schwankungen der Gasbeschaffenheit kompensieren zu können.

Aus Großbritannien ist ein Fall bekannt [9], wo ein Hersteller von Glasfasermaterial aufgrund seiner ungünstigen Lage im lokalen Erdgasnetz mit sehr unterschiedlichen Gasqualitäten beliefert wurde. Zwar erfüllte das angelieferte Erdgas jederzeit die im britischen Regelwerk GS(M)R [14] vorgeschriebenen Kriterien, fluktuierte in seiner Qualität jedoch sehr stark, je nach momentaner Netzauslastung. Bei der Herstellung von Glasfasern spielen Vormischbrenner beim Zerfaserungsprozess hinter der eigentlichen Glasschmelzwanne eine entscheidende Rolle für die Produktqualität, da hier ein konstanter Sauerstoffgehalt, ein strikte Temperaturkontrolle und eine definierte Strömungsgeschwindigkeit der Abgase einen entscheidenden Einfluss auf den Faserherstellungsprozess und damit die Produktqualität haben. Wichtig ist hier vor allem die Einstellung der gewünschten Viskosität der Glasschmelze, einer stark temperaturabhängigen Stoffeigenschaft, die von großer Bedeutung für den Zerfaserungsprozess ist. Schwankungen in der Gaszusammensetzung führten bei diesem Prozessschritt zu stark schwankenden Produktqualitäten und damit zu erhöhtem Ausschuss und steigenden Energiekosten pro Produkteinheit. Letzten Endes sah sich der Betreiber gezwungen, in ein Wobble-Index-Regelsystem zu investieren, mit dem die aktuelle Erdgasbeschaffenheit kontinuierlich überwacht wird. Falls notwendig, wird dann das Brenngas mit Luft verdünnt, um eine konstante Gasqualität zu gewährleisten, jedoch auf Kosten der energetischen Effizienz der Anlage.

Frankreich ist ein Land, das traditionell Erfahrung mit relativ stark schwankenden lokalen Gasbeschaffenheiten hat, insbesondere im Rhône-Tal, wo, je nach Netzauslastung, Endverbraucher entweder mit russischem H-Gas oder mit deutlich höher-kalorischem LNG versorgt werden können. **Abbildung 2.2** veranschaulicht dies mit einem 2-Tages-Verlauf des lokalen Wobbe-Index an einer Messstelle in Frankreich.

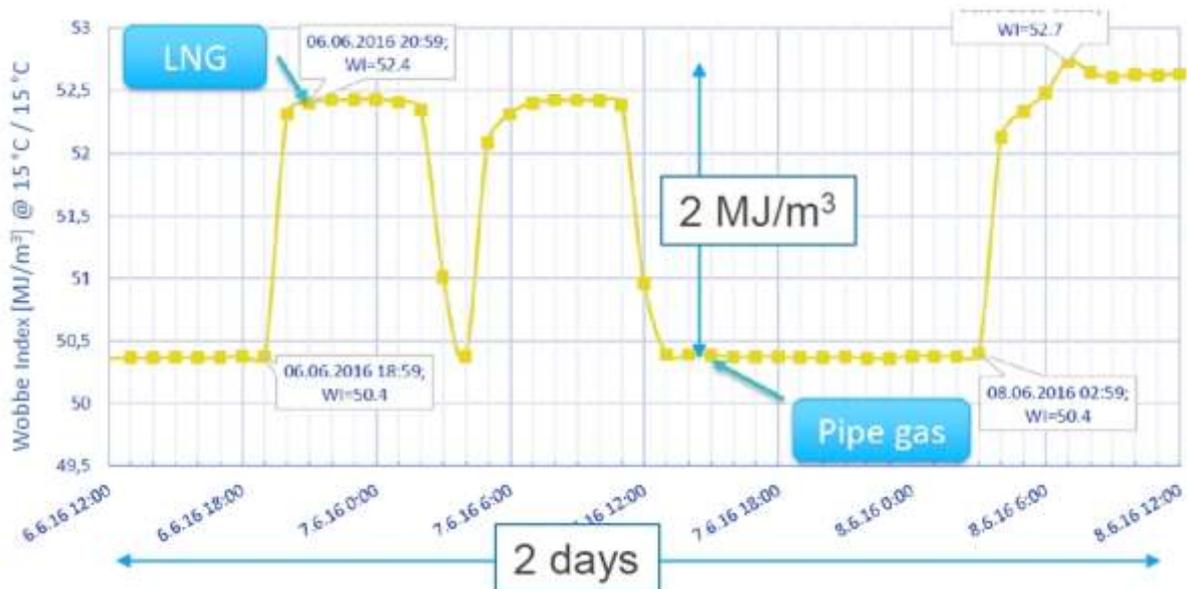


Abbildung 2.2: 2-Tages-Verlauf des Wobbe-Index an einer Messstelle in Frankreich [8]

Innerhalb von zwei Tagen kam es hier zu fünf deutlichen Veränderungen des lokalen Wobbe-Index. Auffällig ist dabei auch, wie schnell die Änderungen der lokalen Gasbeschaffenheit stattfinden. Da es sich in der Darstellung um Stundenmittelwerte handelt, ist nicht auszuschließen, dass die reale Änderungsrate noch deutlich höher ist.

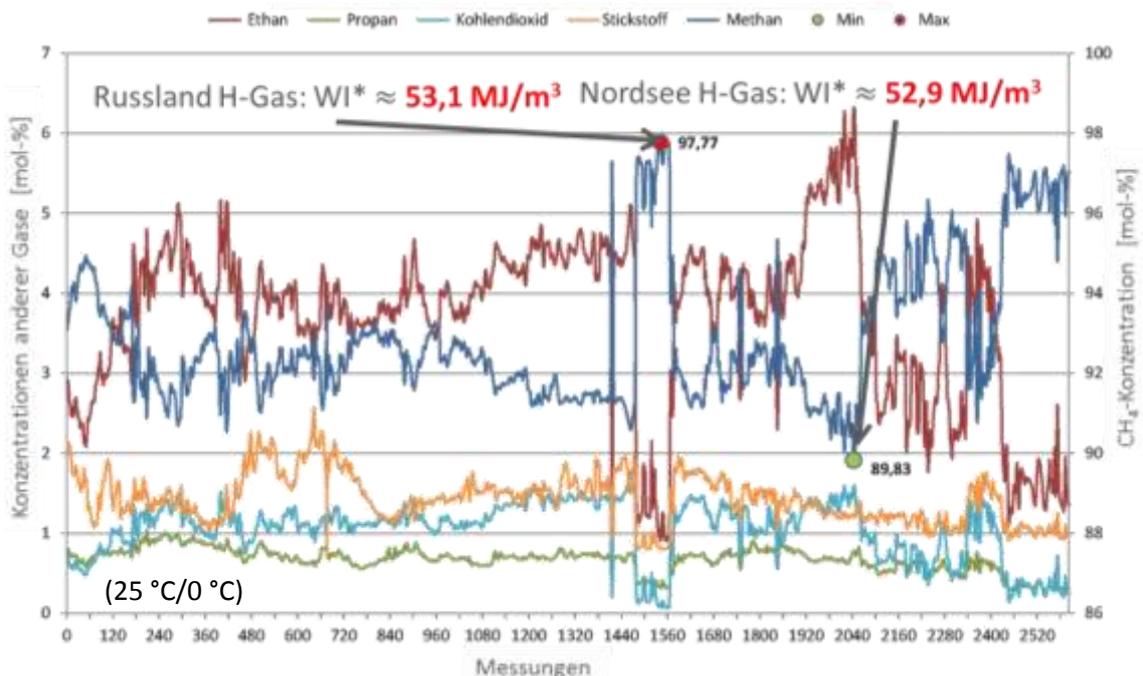


Abbildung 2.3: GC-Messung der Erdgaszusammensetzung an einer Thermoprozessanlage in der Nähe von Leipzig über einen Zeitraum von 3,5 Monaten [15]

Abbildung 2.3 zeigt eine Messung der wesentlichen Erdgasbestandteile, die Ende 2011 in der Nähe von Leipzig über einen Zeitraum von mehr als drei Monaten mit einem Gaschromatographen (GC) in einer Glashütte durchgeführt wurde. Vorausgegangen waren Probleme mit der Flammenlänge, die nach intensiver Untersuchung nur noch durch Schwankungen in der Brenngaszusammensetzung zu erklären waren. Das bereits installierte Messgerät zur Bestimmung des Wobbe-Index und die nachgeschaltete Prozessregelung konnten diese Gasbeschaffenheitsschwankungen jedoch nicht erkennen und damit auch nicht ausregeln. Nach Anschaffung des GC wurden die in **Abbildung 2.3** dokumentierten Messdaten erhoben. Der Methananteil im Erdgas schwankte im Messzeitraum von einem Minimalwert von etwa 89 Vol.-% bis zu einem Maximum von 98 Vol.-%. Gleichzeitig fluktuierte der Anteil höherer Kohlenwasserstoffe erheblich. Der Wobbe-Index war für die beiden Gase fast identisch. Zwar war das dargebotene Erdgas zu jedem Zeitpunkt innerhalb der in der DVGW G 260 [4] vorgegebenen Grenzen, dennoch waren die Schwankungen in der Erdgasbeschaffenheit derart ausgeprägt, dass die daraus resultierenden Auswirkungen auf die Thermoprozessanlage und hier speziell auf die Flammenausbildung, damit zu Problemen beim Wärmeeintrag in das Gut (Glaschmelze) führte und so auch das Verhalten der bisher im Einsatz befindlichen Regelungskonzepte verständlich machte. Die detektierten Schwankungen werden dann durch entsprechendes manuelles Eingreifen des Bedienpersonals so ausgeglichen, dass zum einen die Verbrennung zu keinen Schäden an der Anlage führt (die sich einstellenden Flammenlängen müssen an die Brennstoffzusammensetzung angepasst werden, insbesondere der Luftbedarf spielt hier eine zentrale Rolle) und zum anderen der Wärmeeintrag ins Gut so optimal wie möglich gestaltet wird, um die Energieeffizienz der Anlage nicht zu verschlechtern und um die Kosten für Brennstoffe bei Einhaltung der geforderten Produktqualität so gering wie möglich zu halten.

Die genannten Beispiele aus der industriellen Praxis zeigen die Komplexität des Themas auf. Das Mess- und Regelungsverfahren mit Hilfe des Wobbe-Index, die bei der Glaserfaserungsanlage in Großbritannien erfolgreich Gasbeschaffenheitsschwankungen erkennen und kompensieren konnten, für die Anlage in Ostdeutschland ungeeignet gewesen sind, anstelle dessen musste ein weitaus kostenintensiveres, GC-basiertes Verfahren eingesetzt werden, um die Ursache für Produktionsprobleme eindeutig zuzuordnen zu können und entsprechend reagieren zu können. Auch die französischen Beispiele differenzieren zwischen MSR-Konzepten, die auf dem Wobbe-Index basieren, und Konzepten, die den Heiz- oder Brennwert als Gasbeschaffenheitskenngröße nutzen.

Es gibt mittlerweile einige umfangreiche Studien über die Auswirkungen von schwankenden Erdgasbeschaffenheiten auf industrielle Feuerungsprozesse. Eine der bisher detailliertesten Studien wurde von 2011 bis 2013 von der DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH, der DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut des Karlsruher Instituts für Technologie und dem Gas- und Wärme-Institut Essen e. V. im Auftrag des DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfachs e. V. durchgeführt [6].

Das DVGW-Forschungsprojekt untersuchte neben dem Glasschmelzprozess noch eine Reihe weiterer industrieller Feuerungsprozesse in Bezug auf ihre Empfindlichkeit für Gasbeschaffenheitsschwankungen. Anhand der durchgeführten experimentellen und numerischen Untersuchungen, ausführlicher Literaturrecherchen und Diskussionen mit Betreibern von Thermoprozessanlagen wurde dabei eine Einschätzung getroffen, welche Prozesse und Branchen in welchem Ausmaß von fluktuierenden Brenngaseigenschaften betroffen sind und in welcher Weise sich diese auf den Fertigungsprozess auswirken können.

In der darauffolgenden DVGW-Hauptstudie „Gasbeschaffenheit“ [2], [16] wurden die Einschätzungen in Bezug auf die Sensibilität verschiedener Endverbrauchstechnologien aus Industrie und Kraftwerkssektor hinsichtlich verschiedener lokaler Gasbeschaffenheitsschwankungsbreiten aktualisiert. Eine graphische Aufbereitung in Form einer Ampel-Darstellung ist in **Abbildung 2.4** zu sehen. Sie macht deutlich, dass die Glasindustrie in besonderem Maße von den Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen betroffen ist.

Branche	Prozess	Effizienz				Sicherheit (Emissionen + the mische Überlast)				Produktqualität				
		± 2 %	± 4 %	± 5,5 %	± 7,5 %	± 2 %	± 4 %	± 5,5 %	± 7,5 %	± 2 %	± 4 %	± 5,5 %	± 7,5 %	
Schwankungsbreite Wobbe-Index / Heiz- oder Brennwert zum eingestellten Wert														
Wärme	Raum	Heißstrahler*	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
		Dunkelstrahler*	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
		Wärmeluftheizer*	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
Prozess		Heiz- und Dampfkessel	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
		direkte und indirekte Trocknung	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
Energieversorgung	Gasturbinen	Diffusion Mode	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
		DLE Mode	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Gasmotoren	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
Metallurgie	Vorwärmung (Metalle)	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Thermochem. Wärmebehandlung	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Endgaserzeugung	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Verzinkungsprozesse	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Schmelzprozesse (NE-Metalle)	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
Keramik	Kalköfen, Kalzinierung von Tonerden	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Ziegelfertigung	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Porzellanbrennen	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
Glas	Glasschmelzen (Behälterglas)	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Glasschmelzen (Flachglas)	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Glasschmelzen (Spezialglas)	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
	Feeder und Kühlung (Tempern)	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün
Chemie	Chemie-, Kunststoffindustrie	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün	Grün

Grundlage: keine Kompensationsmaßnahmen

Heißstrahler*, Dunkelstrahler*, Wärmeluftheizer*:
Produktqualität bedeutet hier Raumwärmequalität

kein Handlungsbedarf
z. T. Handlungsbedarf
Handlungsbedarf

Abbildung 2.4: Empfindlichkeiten verschiedener Endverbrauchstechnologien in Bezug auf unterschiedliche Gasbeschaffenheitsschwankungsbreiten [16]

Eine Untersuchung von ENGIE aus dem Jahre 2017 [8] kommt zu ähnlichen Schlussfolgerungen, auch hier werden die Prozesse der Glasindustrie als besonders sensibel angesehen.

2.2. Der Glasherstellungsprozess

Neben dem verbrennungstechnischen Aspekt ist die Regelung einer thermoprozesstechnischen Anlage ohne genaue Kenntnis des aktuell verwendeten Brenngases noch aus anderen Gründen problematisch. Gerade in der Glasindustrie ist der kontrollierte Wärmeeintrag in die Schmelze bzw. auch später in den Verteilersystemen (Arbeitswanne, Speiserkanal, Feeder) und Temperöfen (zum spannungsarmen Abkühlen nach dem Formgebungsprozess) von herausragender Bedeutung für die Produktqualität. Die Toleranzen sind hier oft sehr gering und es ist nicht immer vorhersehbar, welcher Teilprozess bzw. Prozessschritt die größten Probleme mit den Schwankungen der Gasbeschaffenheit hat.

Die Glasherstellung kann prinzipiell in folgende Teilprozesse untergliedert werden, die beispielhaft für andere Glasbranchen anhand der Behälterglasherstellung in **Abbildung 2.5** sichtbar gemacht werden: Rohstoffanlieferung und Gemengebereitung, Schmelze, Formgebung, Kühlung, Qualitätssicherung, Verpackung. Dabei kommen bei der Schmelze und der Zuführung der Schmelze zur Formgebung, bei der Formgebung selbst und bei der Kühlung unterschiedlichste Verbrennungstechnologien mit entsprechenden Brennersystemen zum Einsatz. Die Anforderungen an die Regelung sind bei den einzelnen Prozessschritten völlig unterschiedlich, ebenso die „Aufgabe“ der Verbrennung. Bei der Schmelze geht es darum, mit möglichst wenig Energie die für die Qualität (blasenfreie Schmelze ohne kristalline Reste aus den Rohstoffen) nötigen Temperaturen zu erreichen, d. h. der Wärmeeintrag bzw. -übergang in das zu erwärmende Gut ist wichtig. Bei der Zuführung der Schmelze wird diese für den Formgebungsprozess konditioniert (thermisch homogenisiert). Dazu werden Brennersysteme benötigt und genutzt, die eine lokal begrenzte Erwärmung ermöglichen und auch so regelbar sind, dass in der Schmelze benötigten Temperaturen mit einer Genauigkeit von 1 K und kleiner erreicht werden. Dies ist deswegen so wichtig, weil bei der Formgebung die Viskosität der Schmelze einen entscheidenden Einfluss auf die Qualität des Produktes hat und die Viskosität mit der Temperatur über eine Exponentialfunktion verknüpft ist.

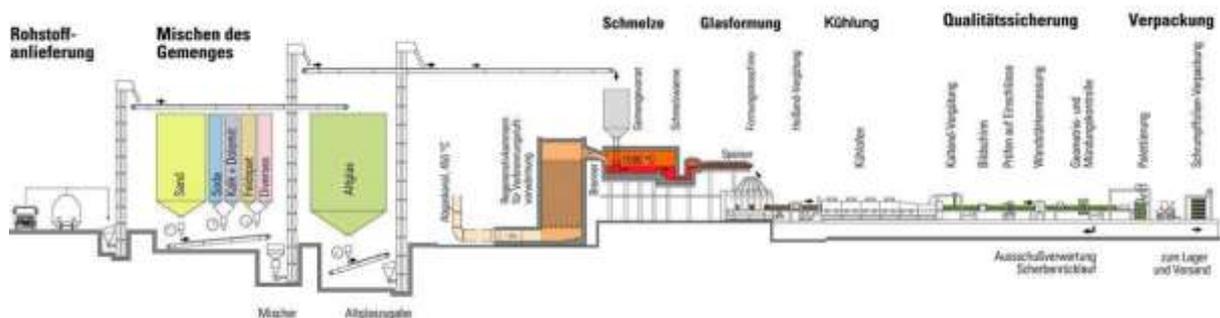


Abbildung 2.5: Produktionsschritte bei der Behälterglasherstellung (Quelle: Saint-Gobain Glass Oberland)

Bei der Behandlung des Glases im Kühllofen kommt es darauf an, durch einen genauen Temperatur-Zeit-Verlauf beim Durchgang durch den Temperofen zu gewährleisten, dass im fertigen Produkt möglichst wenig mechanische Spannungen vorhanden sind oder sich ein erwünschtes Spannungsprofil einstellt. Auch hier ist die Einhaltung der Temperaturgenauigkeit zu einem gegebenen Zeitpunkt extrem wichtig.

Kommt es nun durch Schwankungen der Gasbeschaffenheit, z. B. zu Änderungen der Wärmeabgabe, der Flammentemperaturen oder zu einer Verschiebung des Flammenschwerpunktes, ändert sich die Zusammensetzung der Abgase und damit das Strahlungs- und Wärmeleitungsverhalten, was zu Problemen in den einzelnen Prozessschritten führen kann. Dabei reagiert meist der Prozessschritt am empfindlichsten, wo z. B. aus Gründen des minimierten Energiebedarfs, aus Gründen der Zeitersparnis, der Prozessschritt bereits an die Grenzen des Machbaren gefahren wird, sodass entsprechende Beeinflussungen zu Qualitätsminderungen im Produkt führen.

Es spielen aber auch indirekte Effekte der Schwankungen der Gasbeschaffenheit eine wichtige Rolle, die nicht sofort mit der sich ändernden Zusammensetzung des Brenngases in Verbindung gebracht werden. Hier geht es vor allem um die Energieeffizienz des Glasherstellungsprozesses. Die Vorwärmung der Verbrennungsluft ist ein wichtiger Schritt zur Verringerung des Bedarfs an Brennstoff. Bereits beim Bau der ersten Glasschmelzwanne in Deutschland im Jahr 1867 war die regenerative Luftvorwärmung ein zentrales Element der Anlage. Die heute propagierte Wärmerückgewinnung aus den Abgasen ist dann am effektivsten, wenn die Wärme dem Thermoprozess wieder direkt zugeführt werden kann. Genau dies geschieht bei der Vorwärmung der Verbrennungsluft mit Hilfe der Regeneratoren. Verringert sich die erreichte Luftvorwärmung, so muss zusätzlicher Brennstoff bereitgestellt werden, um die benötigten Temperaturen im Verbrennungsraum zu erzeugen.

Eine Schwankung der Brenngaszusammensetzung führt zu veränderten Abgasvolumenströmen, aber auch zu einer veränderten Zusammensetzung der Abgase. Dies hat zur Folge, dass sich die Wärmeleitfähigkeit und die Wärmeabgabe der Abgase an den Regeneratorkammerbesatz verändert. Nimmt das keramische Speichermaterial weniger Wärme auf, so wird die Verbrennungsluft beim Durchgang durch die Regeneratorkammer nicht so weit vorgewärmt wie möglich und der Brennstoffbedarf steigt. Auch die Abgasmenge und die damit verbundene Strömungsgeschwindigkeit des Abgases spielt eine wichtige Rolle bei der Wärmeübertragung der Abgase ins Speichermaterial. Ändert sich auf Grund der Schwankung der Brenngaszusammensetzung der Luftbedarf, so ändern sich auch die Abgasmenge und damit die Strömungsgeschwindigkeit. Beides, die veränderte Abgaszusammensetzung als auch die Strömungsgeschwindigkeit, haben einen Effekt auf die Wärmeübertragung bei Schwankungen der Gasbeschaffenheit, da die bestehenden Anlagen auf die bekannten Bedingungen hin optimiert sind. Meistens sinken die Vorwärmtemperatur der Verbrennungsluft und damit auch die Flammentemperatur, sodass zum Erreichen der benötigten Temperaturen im Verbrennungsraum mehr Brennstoff benötigt wird.

Weitere Auswirkungen der Gasbeschaffenheitsschwankungen (ein erhöhter Wassergehalt im Abgas führt z. B. zu erhöhter Verdampfung von Alkalien und Schwefel aus der Schmelze und damit zu vermehrter Kondensation in der Regenerativkammer) bedingen eine beschleunigte Alterung und eine erhöhte Verstaubung der Aggregate. Diese Vielzahl unterschiedlicher Effekte trägt dazu bei, dass die Energieeffizienz der Schmelzanlage sich verschlechtern kann, wie es bereits in der Praxis beobachtet wurde.

Für die einzelnen Prozessschritte bei der Glasherstellung wird Erdgas an verschiedenen Stellen im Produktionsprozess auf völlig unterschiedliche Weise verwendet. So werden beispielsweise in den Schmelzaggregaten meist nicht-vorgemischte Brenner hoher Leistung mit langen, wabernden Flammen bei extremer Luftvorwärmung (bis 1.400 °C) eingesetzt, während im Feeder-Bereich eine Vielzahl von Vormischbrennern mit jeweils kleinen Brennerleistungen genutzt werden, um die thermische Homogenität des zu erwärmenden Guts sicherzustellen. Verbrennungstechnisch gesehen handelt es sich hier um völlig unterschiedliche Systeme, die vollkommen anders auf etwaige Veränderungen in der chemischen Zusammensetzung des Brennstoffs reagieren.

2.3. Kompensationsansätze und Mess- und Regelungstechnik (MSR)

Grundsätzlich ist es schwierig, allgemeine Lösungsstrategien zu benennen, um industrielle Feuerungsprozesse auf schwankende Gasbeschaffenheiten vorzubereiten. Jeder Prozess und jede Anlage bringt unterschiedliche Voraussetzungen, Randbedingungen, Qualitätsanforderungen mit sich. Es kann jedoch allgemein unterschieden werden zwischen Maßnahmen auf Seiten der Netzbetreiber und Maßnahmen seitens der Gasanwender.

Eine wesentliche Maßnahme, mit der Netzbetreiber 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 [7], [12], [18] oder auch Dänemark [19], 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, sowohl bei längerfristigen Umstellungen oder auch bei kurzfristigen Schwankungen. In Frankreich geht die Kooperation zwischen Gasversorgungsunternehmen und industriellen Großabnehmern von Erdgas so weit, dass die Gasversorger 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. In Deutschland sind solche Maßnahmen von den Netzbetreibern und Gasversorgern auf absehbare Zeit nicht vorgesehen. Eine weitere netzseitige Möglichkeit wäre selbstverständlich, Erdgas flächendeckend im Netz auf eine sehr enge Beschaffenheitsbandbreite zu konditionieren. Dies wird z. B. in Großbritannien [20] und Japan [21] auf Transportnetzebene gemacht. Japan bezieht Erdgas im Wesentlichen in Form von LNG. Da ein „upgrading“ sehr aufwendig und kostenintensiv ist, ist ein „downgrading“ der Gasbeschaffenheit durch Beimischen von Stickstoff oder Luft auf ein energetisch niedrigeres Niveau das ökonomisch sinnvollere Verfahren.

Prinzipiell ist es natürlich genauso möglich, bei empfindlichen Endverbrauchern lokal das dargebotene Gas aus dem Netz auf eine gewünschte Gasbeschaffenheit hin zu konditionieren, wie es beispielsweise bei einigen Anlagen in Frankreich gemacht wird [8]. Auch in Deutschland gab es bereits derartige Anlagen [22]. Eine Konditionierung des Erdgases auf Transportnetzebene ist für ein Gastransitland wie Deutschland nicht sinnvoll und sehr kostenintensiv. Auch

wäre dem Großteil der Gasverbraucher, die weitaus unempfindlicher in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen sind als etwa die Glasindustrie, wohl kaum zu vermitteln, dass sie mit höheren Gaspreisen für die Empfindlichkeiten einiger weniger Verbraucher aufkommen sollen, da die Gasunternehmen die entstehenden Kosten wohl auf den Gaspreis umschlagen würden.

Mess- und regelungstechnisch können auf der Anwenderseite zur Kompensation von gasbeschaffenheitsbedingten Prozessschwankungen prinzipiell Messungen zur Steuerung des Feuerungsprozesses vor, während und/oder nach der Verbrennung mehr oder weniger detailliert durchgeführt werden, siehe **Abbildung 2.6**. Dabei sollte die Überwachung des Feuerungsprozesses im Feuerungsraum zur besseren Brennersteuerung Stand der Technik sein, um Produktqualität, Effizienz und niedrige Schadstoffemissionen sicherzustellen.

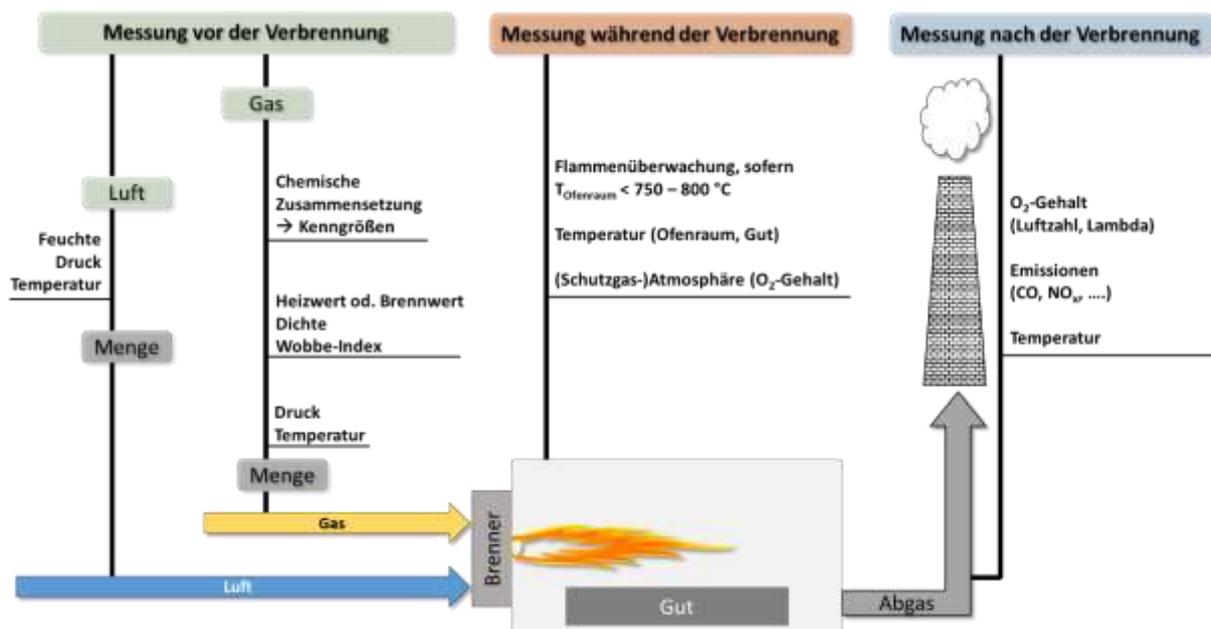


Abbildung 2.6: Prinzipielle Messvarianten für eine adaptive Verbrennungs-/Prozessregelung (Quelle: GWI)

Die Messungen der Oxidator- und Brenngaseigenschaften sind in **Abbildung 2.6** 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.

Messmöglichkeiten:

- Luft- und Gasmengenmessung durch Volumen- oder Massenstromsensoren auf Basis von Differenzdruckverfahren, Anemometrie bzw. Wärmeleitfähigkeitsverfahren, Ultraschalldurchflusssensoren, volumetrische Sensoren wie Balgengaszähler, Flügel- und Turbinensensoren

- Erdgaszusammensetzung mittels Gaschromatografie, daraus Bestimmung von Erdgaseigenschaften, z. B. Heiz-/Brennwert, Wobbe-Index, Dichte, Sauerstoffbedarf der stöchiometrischen Verbrennung und Kohlenwasserstofftaupunkte
- Ermittlung von Gasbeschaffenheitseigenschaften mittels korrelativer Messverfahren auf Basis der Wärmeleitfähigkeit, -kapazität, des Differenzdrucks, der Dichte, Viskosität und Schallgeschwindigkeiten
- Ermittlung von Gasbeschaffenheitseigenschaften mittels kontinuierlicher Verbrennungskalorimeter, die zur Bestimmung von Wobbe-Index, Dichte, Heiz-/Brennwert und Luftbedarf eingesetzt werden
- Ermittlung der Gasbeschaffenheit mit optischen Messmethoden über Infrarotmesstechnik, die Raman-Spektrometrie und die durchstimmbare Laserspektrometrie (TDLAS - tunable diode laser absorption spectroscopy/spectrometry)

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 [23].

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 [23], [24]. 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. Diese indirekten Messverfahren, vor allem die Messung der Temperatur im Verbrennungsraum und/oder zu erwärmenden Gut, sind aber oft die einzigen Zugangsgrößen, die für die Beurteilung des Verbrennungsvorgangs und des Energietransfers zur Verfügung stehen. 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 parametrisiert. Die Übertragbarkeit der Kennlinien zwischen unterschiedlichen Geräten oder neuen Gasbeschaffenheiten ist bislang nur begrenzt möglich.

Als dritte Messvariantenrubrik „Messung nach der Verbrennung“ schließen sich die Emissionsmessungen im Abgas an. Je nach Prozess und Anforderung werden bereits der Restsauerstoffgehalt, aber auch die Konzentrationen an CO, CO₂ oder NO_x und die Abgastemperaturen gemessen. Die Messsysteme, die vor allem für den Immissionsschutz, aber auch schon für die Prozessregelung genutzt werden, lassen sich im Prinzip in zwei fließend ineinander übergehende Kategorien einteilen. In einer Kategorie findet man Abgasanalytoren, 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 Hochtemperatur-Zirkoniumdioxidsonden für die O₂- (λ -Sonde) und für die CO-Messung (z. B. Carbo-Sen-Sensor). Die Verbrennungsregelungen auf Basis von λ -Sonden oder CO-Sonden sind bereits seit längerer Zeit am Markt verfügbar, werden in der Glasindustrie fast überall zur Regelung der Verbrennung (Einhaltung des λ -Wertes) eingesetzt, und ermöglichen eine Verbrennungsgüteregelung. Eine Leistungsregelung ist weder durch die Messung der Abgasbestandteile noch durch die Temperaturmessung im Verbrennungsraum direkt gegeben. Im Fall von Abgasanalysatoren finden sich dispersive und nichtdispersive optische Messverfahren für die relevanten Abgasbestandteile (CO, CO₂, C_xH_y). Da durch die Messungen im Abgas auch immer mit einer zeitlichen Verzögerung hinter dem Verbrennungsprozess gemessen wird, sind diese Methoden nur bedingt geeignet, steuerungs- und regelungstechnisch auf Schwankungen der Gasbeschaffenheit zu reagieren. Die Messungen hinter der eigentlichen Verbrennungsstrecke liefern ergänzende Informationen, sind als Informationsquelle zur Beurteilung des Verbrennungsprozesses wichtig, müssen aber durch Messungen weiter vorne in der Prozesskette ergänzt werden, um die Schwankungen der Gasbeschaffenheit und ihren Folgen entgegen zu wirken.

Um aus den Messgrößen in **Abbildung 2.6** Regelgrößen werden zu lassen, bedarf es einer Anbindung im Sinne einer geschlossenen Rückkopplung an die Prozesssteuerung [23 – 25].

Eine prinzipielle Darstellung zeigt **Abbildung 2.7**. Sie 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 thermische Leistung, die Verbrennungsgüte und stabile Betriebszustände einregeln.

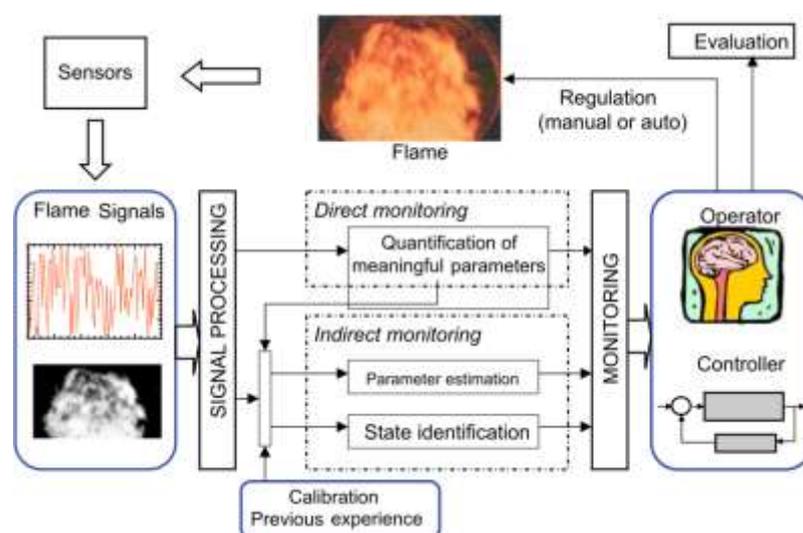


Abbildung 2.7: Schematische Darstellung der Informationsflüsse in einer Feuerungssteuerung [24]

Die oben dargestellten Messmethoden vor, im oder nach dem Prozess müssen in eine Regelung einfließen, die auf einem oft stark vereinfachten Prozessmodell basiert und entsprechende Steuersignale ausgibt. Diese Steuersignale regeln idealerweise Brennstoff- und Oxidatorströme auf die neu ermittelten Sollwerte, indem Ventile oder Druckregler entsprechend eingestellt werden. 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 Wärmgut 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 Wärmgut eine wesentliche Rolle für die Produktqualität. Die Flammenform wiederum wird bei gegebener Brennergeometrie 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 auch heute schon Gaschromatographen zum Einsatz, die die chemische Zusammensetzung eines Gases aufschlüsseln können.

Bei allen adaptiven Leistungs- und Verbrennungsgüte-Regelsystemen auf Basis von Prä-, In-situ- und/oder Post-Prozessmessungen ist zu klären, wie und wann 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 [26].

3. Vorgehensweise und erzielte Ergebnisse

Die Vorgehensweise im Rahmen des Projektes ist in **Abbildung 3.1** dargestellt.



Abbildung 3.1. Vorgehensweise

Einerseits wurden verschiedene handelsübliche aber auch innovative Messprinzipien und -geräte auf ihre Eignung für den Einsatz an oder in der Nähe von Thermoprozessanlagen der Glasindustrie unter industrienahen Randbedingungen untersucht und bewertet. Dazu wurden diese in einem ersten Schritt mit Hilfe synthetisch hergestellter erdgasähnlicher Gasgemische an semi-industriellen Brennerprüfständen geprüft und hinsichtlich ihrer Eignung für den industriellen Einsatz bewertet. Anschließend wurden diese Messgeräte an verschiedenen Glasstandorten installiert bzw. auf schon vorhandene Messgeräte zurückgegriffen und Messdaten zur Gasbeschaffenheit an 13 Standorten während der Projektlaufzeit in ganz Deutschland erfasst. Parallel dazu wurden mit Hilfe von Messdaten, die von industriellen Projektpartnern im Rahmen des normalen Glaswannenbetriebs aufgenommen wurden, als auch durch ergänzend durchgeführte Messungen an Industriestandorten und begleitende CFD-Simulationen die Auswirkungen von realen Gasbeschaffenheitsschwankungen auf Glasproduktionsprozesse detailliert und umfassend untersucht. Auf diese Weise wurde ein besseres Verständnis der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf die Glasproduktion erreicht, was die spätere Entwicklung bzw. Anpassung von Regelungskonzepten zur Kompensation solcher Schwankungen erleichterte.

Aufbauend auf der Bewertung der verschiedenen verfügbaren Messmethoden mit ihren jeweiligen Vor- und Nachteilen sowie der umfassenden Analyse der Auswirkungen von Gasbe-

schaffenheitsschwankungen auf die verschiedenen Prozessschritte der Glasherstellung, wurden im zweiten Teil des Projektes unterschiedliche, in der Glasindustrie etablierte Regelungskonzepte untersucht und an die Anforderungen eines optimalen und effizienten Betriebs - trotz schwankender Brenngaszusammensetzungen - angepasst.

Nachfolgend werden die erzielten Ergebnisse der einzelnen Arbeitsschritte näher erläutert.

3.1 AS 1: Zusammenstellung und Überprüfung der Messprinzipien und -geräte

3.1.1. AS 1.0: Anpassung eines vom BFI entwickelten Messkonzeptes speziell für den Einsatz an Thermoprozessanlagen der Glasindustrie

Am BFI wurde u. a. in einem vorangegangenen Forschungsvorhaben des BMWi ein Demonstrator zur Steigerung der Energieeffizienz an Prozessfeuerungen entwickelt [27], [28]. Der entwickelte Demonstrator, das universelle Brenngasmessgerät (UniBMG), gehört nach DIN EN ISO 15971 zu den indirekten Verfahren nach dem Prinzip der stöchiometrischen Verbrennung und ist prinzipiell geeignet, Veränderungen in Prozessgasen der Stahlindustrie wiederzugeben. Zum Einsatz des Demonstrators unter den prognostizierten Bedingungen in der Glasindustrie mussten folgende Anpassungen vorgenommen werden:

- Die Hard- und Software des vorhandenen Demonstrators musste an die Anforderungen der Glasindustrie und in Bezug auf die zu erwarteten erhöhten Werte von Wasserstoff im Erdgas (Brenngas), angepasst werden. Durch die Anwesenheit von Wasserstoff und erhöhten Anteilen von höheren Kohlenwasserstoffverbindungen im zu untersuchenden Brenngas konnten die Ergebnisse der bisher entwickelten Berechnungsalgorithmen zur Ermittlung von Heizwert und Mindestluftbedarf nur noch eingeschränkt genutzt werden. Die ermittelten Ergebnisse weichen zu stark von der Realität ab. Daher wurden die Berechnungsalgorithmen modifiziert.
- Die verwendeten Sensoren zur Messung der Komponenten CO/CO₂, H₂, CH₄ und der Dichte mussten auf z. B. „Eignung des Messbereichs“ und „Querempfindlichkeit gegenüber Wasserstoff“, untersucht werden. Die Untersuchungsergebnisse zeigten, dass die ursprünglich verwendeten Sensoren nicht eingesetzt werden können. Es mussten z. T. Sensoren mit geringerer Querempfindlichkeit verbaut und die Positionierung im Messgerät verändert werden.

Der Aufbau des ursprünglichen Demonstrators ist in **Abbildung 3.2** fotografisch dargestellt.

Um das Brenngas entsprechend zu charakterisieren, wird ein geringer Teilstrom des Brenngases zur Feuerungsanlage entnommen, über Gassensoren geleitet und in einem definierten Verhältnis von Brennluft zu Brenngas vollständig verbrannt. Der vollständige Umsatz des Brenngases erfolgt in einer elektrisch beheizten Brennkammer. Der Residualsauerstoff im Verbrennungsabgas wird ebenfalls gemessen.



Abbildung 3.2: Fotografische Ansicht des ursprünglichen Demonstrators [28], (Quelle: BFI)

Der Demonstrator ermittelt auf Basis von Messsensoren und Berechnungsalgorithmen zur Verbrennungsrechnung die folgenden spezifischen Brenngasgrößen:

- Mindestluftbedarf: $L_{\min} [\text{m}^3_{\text{BL, i.N.}}/\text{m}^3_{\text{BG, i.N.}}]$
- Heizwert: $H_u [\text{kJ}/\text{m}^3_{\text{i.N.}}]$
- Spezifische bzw. relative Dichte: $d [-]$
- Normdichte: $\rho [\text{kg}/\text{m}^3_{\text{i.N.}}]$
- Wobbe-Index: $W_s [\text{kJ}/\text{m}^3_{\text{i.N.}}]$
- CARI Zahl: $\text{CARI} [\text{m}^3_{\text{BL, i.N.}}/\text{m}^3_{\text{BG, i.N.}}]$

Auf Basis der neuen Anforderungen an das Messprinzip musste der Demonstrator neu ausgelegt werden. Der Einsatz, die Anordnung und die Verschaltung der Bauteile wurden überarbeitet. Parallel zur Überarbeitung des Aufbaus des Demonstrators wurden die Berechnungsalgorithmen weiterentwickelt. Im Folgenden sind einige Grundlagen dargestellt:

Dynamische Berechnung

Zunächst wird davon ausgegangen, dass über die Analyse (CH_4 , H_2 , CO und CO_2) die vollständige Zusammensetzung der brennbaren Bestandteile des Gases (in Molen- bzw. Volumenprozent) erfasst wird und der Rest des Gases aus Stickstoff (N_2) besteht:

$$X_{N_2} = 100 - (X_{CO} + X_{CO_2} + X_{H_2} + X_{CH_4}) \quad (3.1)$$

Unter der Annahme einer Mischung idealer Gase können einige charakteristische Größen nach einem vereinfachten linearen Ansatz berechnet werden:

$$Y_{Gas}^* = \sum_{j=1}^N (X_j * Y_j) / 100 \quad (3.2),$$

wobei Y_j die jeweilige charakteristische Größe des Einzelgases j (CO, CO₂, CH₄, H₂, N₂) ist. Die charakteristischen Größen ergeben sich aus der Stöchiometrie oder aus der Literatur [DIN EN ISO 6976]. Gemäß dem linearen Ansatz werden die folgenden Größen abgeschätzt:

Gasdichte in kg/m_N³:

$$\rho_{Gas}^* = \sum_{j=1}^N (X_j * \rho_j) / 100 \quad (3.3).$$

Heizwert in kJ/m_N³:

$$H_u^* = \sum_{j=1}^N (X_j * H_{u,j}) / 100 \quad (3.4).$$

Mindestluftbedarf in m_N³_{Luft}/m_N³_{Gas}:

$$L_{min}^* = \sum_{j=1}^N (X_j * L_{min,j}) / 100 \quad (3.5).$$

Mindestverbrennungsgasmenge in m³_{Abgas}/m³_{Gas} im feuchten Zustand:

$$v_{min,f}^* = \sum_{j=1}^N (X_j * v_{min,f,j}) / 100 \quad (3.6).$$

Mit den zuvor bestimmten Größen und dem gemessenen Residualsauerstoff (x_{O_2}) lässt sich das Verbrennungsverhältnis in der Brennkammer bestimmen:

$$\lambda = 1 + \frac{v_{min,f}^*}{L_{min}^*} * \frac{x_{O_2}}{21 - x_{O_2}} \quad (3.7).$$

Aus dem Verbrennungsverhältnis und der Kenntnis der Volumenströme lässt sich der Mindestluftbedarf des Brenngases bestimmen:

$$L_{min} = \frac{\dot{V}_{Luft}}{\dot{V}_{Gas} * \lambda} \quad (3.8).$$

Durch Korrelation der einzelnen Messwerte wird der Heizwert wie folgt berechnet:

$$H_u = \frac{L_{min} - L_{min}^*}{K(\xi)} + H_u^* \quad (3.9).$$

$K(\xi)$ ist hierbei eine empirische dynamische Korrelation, die analytisch oder experimentell mittels linearer Regression der einzelnen Sensorwerte bestimmt wird.

Der untere Wobbe-Index wird ermittelt mit:

$$W_s = \frac{H_u}{\sqrt{d}} \quad (3.10).$$

Die CARI Zahl wird wie folgt berechnet:

$$CARI = \frac{L_{min}}{\sqrt{d}} \quad (3.11).$$

Die Dichte des Brenngases wird ermittelt mittels:

$$\rho = d * 1,2931 \text{ kg/m}^3 \quad (3.12).$$

Nach Implementierung der überarbeiteten Berechnungsalgorithmen, wurde der Demonstrator mit binären und ternären Gasgemischen erprobt. Hauptfokus bei der Erprobung lag auf der Überprüfung des vollständigen Umsatzes und Einhaltung der Grenztemperaturen im Demonstrator beim Einsatz hochkalorischer Gase (Erdgas), wie sie in der Glasindustrie eingesetzt werden. Im Rahmen der Versuche konnten die Genauigkeit und die Querempfindlichkeit der verwendeten Sensoren erfasst werden, um im Weiteren die angepassten dynamischen Korrelationen zu optimieren. Der neue Demonstrator wurde nach Fertigstellung des neuen Konzeptes gebaut. Der Aufbau des neuen Demonstrators ist in **Abbildung 3.3** fotografisch dargestellt. Er erfüllt folgende Richtlinien:

- **2014/35/EU** Bereitstellung elektrischer Betriebsmittel zur Verwendung innerhalb bestimmter Spannungsgrenzen auf dem Markt
- **2014/30/EU** Elektromagnetische Verträglichkeit

Die hierzu angewendeten harmonisierten Normen sind:

- **DIN EN 61010-1:2011** Sicherheitsbestimmungen für elektrische Mess-, Steuer-, Regel- und Laborgeräte - Teil- 1: Allgemeine Anforderungen
- **DIN EN 61326-1:2013** Elektrische Mess-, Steuer-, Regel- und Laborgeräte – EMV-Anforderungen – Teil 1: Allgemeine Anforderungen



Abbildung 3.3: Fotografische Ansicht des neuen Demonstrators (Quelle: BFI)

Beispielhaft sind in **Tabelle 3.1** die Untersuchungsergebnisse des Demonstrators mit unterschiedlichen Kalibriergasen (Ifd. Nr. 1 bis 6) und Gasgemischen dargestellt. Die Gasgemische wurden mit Hilfe einer Gasmischstation im Technikum des BFI hergestellt.

Der entwickelte Demonstrator soll ein möglichst breites Spektrum von Gasgemischen mit gleichbleibender Genauigkeit bestimmen können. Es wurden neben Erdgasen auch Kuppelgase der Stahl- und Eisenindustrie mit hohem Kohlenmonoxid- und Wasserstoffanteil untersucht. Auch in der Stahl- und Eisenindustrie werden unterschiedliche mögliche Wasserstoff-Szenarien diskutiert.

Des Weiteren sind in **Abbildung 3.4** exemplarisch Messergebnisse des Demonstrators bei weiteren unterschiedlichen Gasgemischen dargestellt. Auch auf Basis dieser Messwerte wurde der Demonstrator optimiert.

Aus den Erfahrungen der Labor-Tests mit den genannten Gasgemischen konnten wichtige Erkenntnisse für die weitere Optimierung abgeleitet werden. Die wichtigsten verfahrenstechnischen Maßnahmen sind im Folgenden kurz erläutert:

Dynamische Anpassung der Kennlinien der gaseitigen Durchflussregler

Die Durchflussregler arbeiten nach dem kalorimetrischen Prinzip. Über ein Heizelement wird der Gasstrom mit einer definierten Wärmemenge erhitzt. Der Temperaturanstieg im Fluid wird messtechnisch erfasst und der Volumenstrom wird berechnet. Dieses Messverfahren ist von den thermodynamischen Stoffdaten abhängig. Anhand der durchgeführten Messungen konnten Korrelationsgleichungen abgeleitet werden, die eine bessere Bestimmung des Volumenstroms ermöglichen.

Tabelle 3.1: Untersuchte Gasgemische, alle Angaben im deutschen Bezugssystem 25 °C / 0 °C (Quelle: BFI)

Lfd. Nr.	N ₂	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	C ₃ H ₈	C ₂ H ₆	H _u	L _{min}	Dichte	W _s
	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	Vol.-%	MJ/m _N ³	m ³ _{BL} /m ³ _{BG}	kg/m _N ³	MJ/m _N ³
1	0	35	0	36	19	10	0	24,53	5,91	0,81	30,99
2	0	10	0	10	60	0	21	37,02	9,60	0,84	45,85
3	38	28	25	9	0	0	0	4,55	0,89	1,33	4,49
4	49	51	0	0	0	0	0	6,42	1,21	1,25	6,53
5	52	0	0	48	0	0	0	5,19	1,15	0,69	7,10
6	50	0	0	0	51	0	0	18,13	4,81	0,98	20,81
7	80	20	0	0	0	0	0	2,53	0,48	1,25	2,57
8	60	40	0	0	0	0	0	5,05	0,95	1,25	5,14
9	40	60	0	0	0	0	0	7,58	1,43	1,25	7,71
10	20	80	0	0	0	0	0	10,11	1,90	1,25	10,28
11	0	100	0	0	0	0	0	12,63	2,38	1,25	12,85
12	80	0	0	20	0	0	0	2,16	0,48	1,02	2,43
13	60	0	0	40	0	0	0	4,31	0,95	0,79	5,53
14	40	0	0	60	0	0	0	6,47	1,43	0,55	9,88
15	30	0	0	70	0	0	0	7,55	1,67	0,44	12,97
16	0	0	0	100	0	0	0	10,78	2,38	0,09	40,89
17	80	0	0	0	20	0	0	7,18	1,90	1,14	7,63
18	60	0	0	0	40	0	0	14,36	3,81	1,04	16,03
19	40	0	0	0	60	0	0	21,54	5,71	0,93	25,38
20	20	0	0	0	80	0	0	28,72	7,62	0,82	35,97
21	0	0	0	0	100	0	0	35,89	9,52	0,72	48,19
22	90	0	10	0	0	0	0	0,00	0,00	1,32	0,00
23	70	0	30	0	0	0	0	0,00	0,00	1,47	0,00

Regelung der Gas- und Luftmengen

Die untersuchten Gase reichen im Heizwert von rd. 2,2 bis rd. 37 MJ/m_N³ bei einem Mindestluftbedarf von rd. 0,5 bis 9,6 m³_{BL}/m³_{BG} (Brennluft (BL), Brenngas (BG)). Insbesondere die thermische Belastung der Brennkammer als auch der nachgeschalteten Sauerstoffmesssonde können zu erheblichen Schäden führen. Bei hochkalorischen Gasen mit entsprechend hohem Mindestluftbedarf kann das Messsystem auf zwei Arten im sicheren Betriebspunkt betrieben werden. Zum einen kann durch Erhöhung der Luftzahl λ die Flammentemperatur gesenkt werden. Während der Versuche konnte hierdurch ebenfalls ein besseres Ausbrandverhalten festgestellt werden. Die zweite Möglichkeit zur Senkung der Temperatur ist die Senkung der zugeführten Brennstoffmenge. Durch die verringerte Energiezufuhr kann die Brennkammertemperatur sicher geregelt werden und das Abgas kühlt nach der Brennkammer schneller ab.

Bei Versuchen mit Methan konnte ab einem Methangehalt > 95 Vol.-% (z. B. lfd. Nr. 21) zunächst keine Zündung des Gasgemisches erreicht werden. Nur durch gezielte Anpassungen der Durchflüsse für Brennluft und Brenngas konnte ein vollständiger Umsatz erreicht werden.

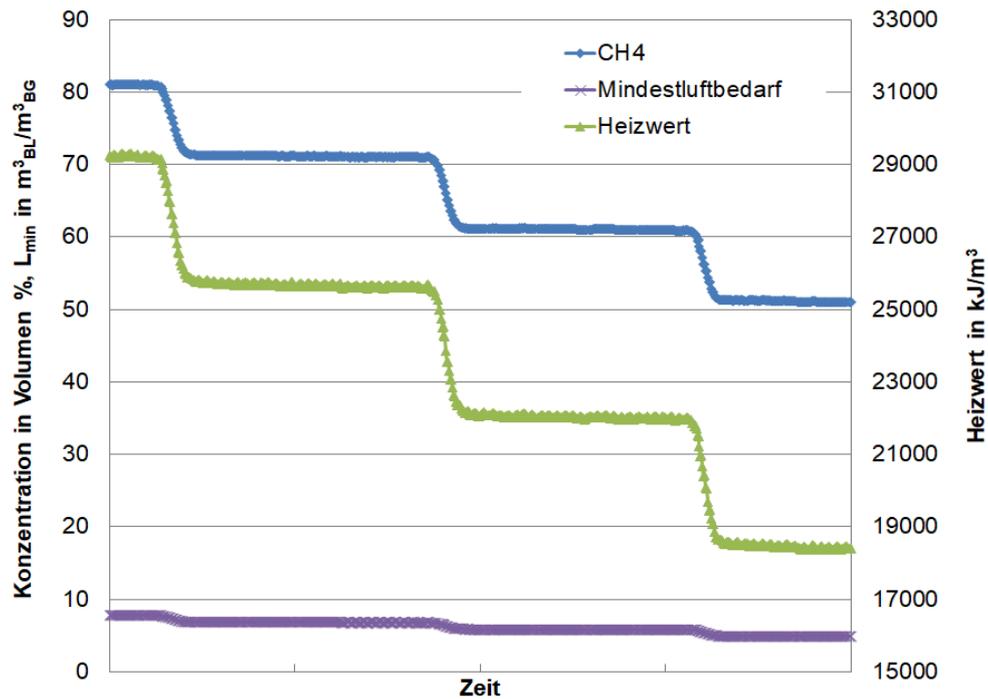


Abbildung 3.4: Messergebnisse des neuen Demonstrators (Quelle: BFI)

Kompensation der Querempfindlichkeit der Gassensoren

In den Versuchen sind die folgenden Querempfindlichkeiten der eingesetzten Sensoren aufgetreten:

- O₂-Sonde gegen CH₄
- H₂-Sensor gegen CH₄
- CH₄-Sensor gegen C_nH_m

Insbesondere die Querempfindlichkeit der Sauerstoffsonde gegenüber Methan kann zu undefinierten Zuständen des Systems führen. Unter bestimmten Parametern stellt sich durch unverbranntes Methan ein Messwert für den Residualsauerstoff ein, der dem Wert für eine vollständige Verbrennung entspricht. Hier wurden die bereits oben erwähnten Anpassungen der Mengen-Regelung eingesetzt, um einen sicheren Betrieb zu sichern. Die Querempfindlichkeit des Wasserstoffsensors gegenüber Methan ist nahezu linear und wird durch einen linearen Ansatz korrigiert. Bereits geringe Anteile höherer Kohlenwasserstoffe im Brenngas bewirken einen Vollausschlag des Methansensors. Durch eine interne Korrektur kann der Methangehalt hinreichend genau korreliert werden. Hier wird die Erkenntnis der Querempfindlichkeit des Wasserstoff-Sensors zu Methan genutzt. Da die Querempfindlichkeit des Wasserstoffsensors gegenüber höheren Kohlenwasserstoffen relativ gering ist, kann über die gemessene Dichte und den gemessenen H₂-Gehalt des Brenngases eine Näherung des Methangehalts bestimmt werden. Für die weiteren Berechnungen ist dies hinreichend, da mit höherem Heizwert der Gase die Anforderungen an die Genauigkeit der Gassensoren abnimmt.

Im Hinblick auf den praktischen Einsatz wurden die Parameter des Messsystems zunächst auf den Einsatz hochkalorischer Gase mit hohem Methangehalt eingestellt, damit ein sicherer Betrieb gewährleistet ist. Hieraus ergibt sich gegenüber der ursprünglichen Auslegung mit ca. 30 l/h eine deutlich kleinere Probengasmenge mit ca. 12 l/h. Hierdurch kann, je nach Aufbau und Leitungslänge, eine entsprechend höhere Totzeit auftreten.

Das Messsystem stellt aktuell die gemessenen bzw. berechneten Größen:

- Mindestluftbedarf (direkt gemessen über Residualsauerstoff)
 - relative Dichte (direkt gemessen)
 - unterer Heizwert (dynamische Korrelation aus dem Mindestluftbedarf)
 - unterer Wobbe-Index (berechnet aus unterem Heizwert und relativer Dichte)
- als analoge Ausgangssignale mit jeweils 4 – 20 mA zur Verfügung.

3.1.2. AS 1.1: Überprüfung der Messgeräteeignung mit Hilfe synthetischer Gasgemischungen

Verwendete Gasgemische

Um die verschiedenen, im Forschungsprojekt eingesetzten Messgeräte hinsichtlich Ihrer Eignung für die Verwendung zur Gasbeschaffenheitsmessung an Industrieanlagen zu überprüfen, wurden zunächst Labortests mit definierten Gasgemischen unter standardisierten Bedingungen durchgeführt. Dabei wurden die Geräte gemäß den Spezifikationen probeseitig mit unterschiedlichen Flaschengasen bekannter Gasqualität beaufschlagt. **Tabelle 3.2** gibt einen Überblick über die Zusammensetzungen der verwendeten Flaschengase.

Tabelle 3.2: Zusammensetzung der verwendeten Prüfgase (Quelle: GWI)

Gasgemisch/ Bezeichnung	Zusammensetzung in Vol.-%									
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	H ₂	N ₂	CO ₂	O ₂
G 20	100									
G 25	86							14		
G 222	77						23			
B-5K	89,5						2	2	5,5	1
6H	84	9,4	3,4	1				0,4	1,8	
12E	87,9	4	1	0,4	0,15	0,05	1	4	1,5	
11D	88,9	4	1	0,4	0,15	0,05		4	1,5	
6L	81	3	0,5	0,1				14,4	1	

Insgesamt wurden acht verschiedene Gasgemische vermessen. Hierunter finden sich Zusammensetzungen, die typischen Erdgasen der Gruppen L und H aus der öffentlichen Versorgung entsprechen, dargestellt durch die Gase 6L und 6H. Daneben wurden auch die Standard-Prüfgase G 20, G 25 und G 222 für Gasgeräte verwendet. Das Prüfgas G 222 wird aufgrund seines

hohen Anteils an Wasserstoff üblicherweise für die Untersuchung der Flammenrückschlagsicherheit benötigt und stellt mit einem H₂-Gehalt von 23 Vol.-% in der obigen Auswahl sicherlich ein Extrem dar. Überdies wurden auch drei komplexere Gasgemische in Form der Qualitäten B-5K, 11D und 12E, die insbesondere für die Prüfung bzw. Kalibrierung von Gaschromatographen gebraucht werden, untersucht.

Untersuchte Messgeräte/-konzepte

Die Labortests umfassten die Untersuchung von neun individuellen Messgeräten, wobei sich die einzelnen Geräte in drei Hauptkategorien von Messkonzepten einteilen lassen, die im Folgenden näher erläutert werden sollen.

Kalorimetrische Messgeräte

Bei diesen Geräten kann grundsätzlich zwischen zwei Funktionsprinzipien unterschieden werden. Das erste Prinzip beruht auf der Verbrennung einer Gasprobe unter definierten Bedingungen, wobei die bei der Verbrennung freigesetzte Wärmeenergie proportional zum Wobbe-Index des verbrannten Gases ist. Mit Hilfe weiterer Sensoren lässt sich die Dichte ermitteln, so dass der Heizwert und weitere Parameter berechnet werden können. Dieses Messprinzip ist bereits seit einigen Jahrzehnten etabliert und gilt im Allgemeinen als robust. Durch die vollständige Verbrennung der Gasprobe ist dieses Verfahren unempfindlich gegenüber Gasbegleitstoffen und häufigen Gasänderungen.

Geräte des zweiten Messprinzips verfügen über eine thermostatisierte Messzelle, in der die Brenngasprobe unter Zufuhr einer konstanten Menge aufbereiteter Verbrennungsluft katalytisch verbrannt wird. Der sich dabei einstellende Restsauerstoffgehalt wird mittels einer weiteren Messzelle bestimmt. Dieser Parameter dient zur Bestimmung charakteristischer Größen, wie Brennwert, Wobbe-Index und CARI. **Abbildung 3.5** zeigt beispielhaft das Messprinzip eines solchen Gerätes.

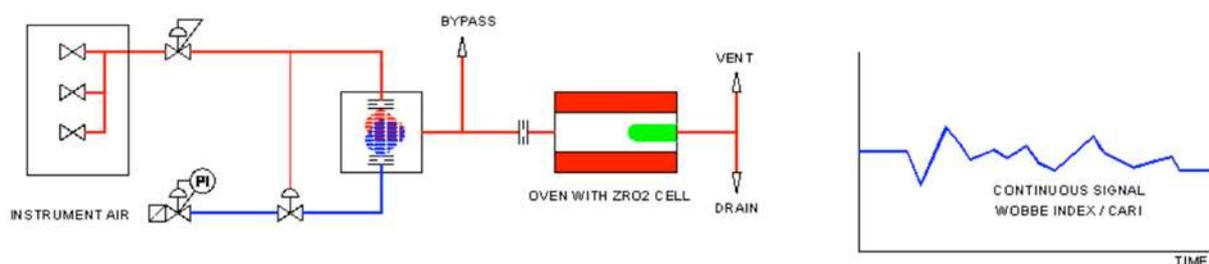


Abbildung 3.5: Prinzipbild der Gasbeschaffenheitsmessung durch katalytische Verbrennung, (Quelle: Hobr  Instruments)

Daneben verfugen derartige Gerate, genau wie Gerate, die nach dem ersten Messprinzip funktionieren, in der Regel iber Sensoren zur Messung der Brenngasdichte und der Konzentration einzelner Gaskomponenten, vor allem CO₂. Hierdurch stehen zusatzliche Informationen zur Verfugung und es konnen gerateseitig weitere Parameter berechnet werden.

Aufgrund der thermischen Umsetzung der Gasprobe und der kontinuierlichen Analyse des Messgases, sind kalorimetrische Gasbeschaffenheitsmessgeräte universell einsetzbar und sprechen schnell auf Änderungen der Gasbeschaffenheit an.

Im Rahmen der Laboruntersuchungen am GWI wurden drei kalorimetrische Gasbeschaffenheitsmessgeräte untersucht.

Korrelative Gasbeschaffenheitsmessgeräte

Korrelative Messgeräte verfügen üblicherweise über Sensoren zur Messung der Wärmeleitfähigkeit bzw. der Wärmekapazität, der Dichte und/oder der Schallgeschwindigkeit einer Gasprobe. Anhand der gemessenen Größen wird ausgehend von einer Korrelationsfunktion auf die kalorischen Eigenschaften des untersuchten Gases geschlossen. Teilweise wird auch eine vereinfachte Ersatzgasbeschaffenheit berechnet, die aus einer begrenzten Anzahl von Einzelgasen besteht und im Wesentlichen die gleichen Eigenschaften aufweist wie die analysierte Gasprobe. Einige Geräte besitzen darüber hinaus auch Messzellen zur Bestimmung der tatsächlichen Konzentration von Einzelkomponenten, insbesondere CO₂. Der Aufbau eines integralen Sensors zur Messung von Wärmeleitfähigkeit, Schallgeschwindigkeit und CO₂-Gehalt ist in **Abbildung 3.6** dargestellt.

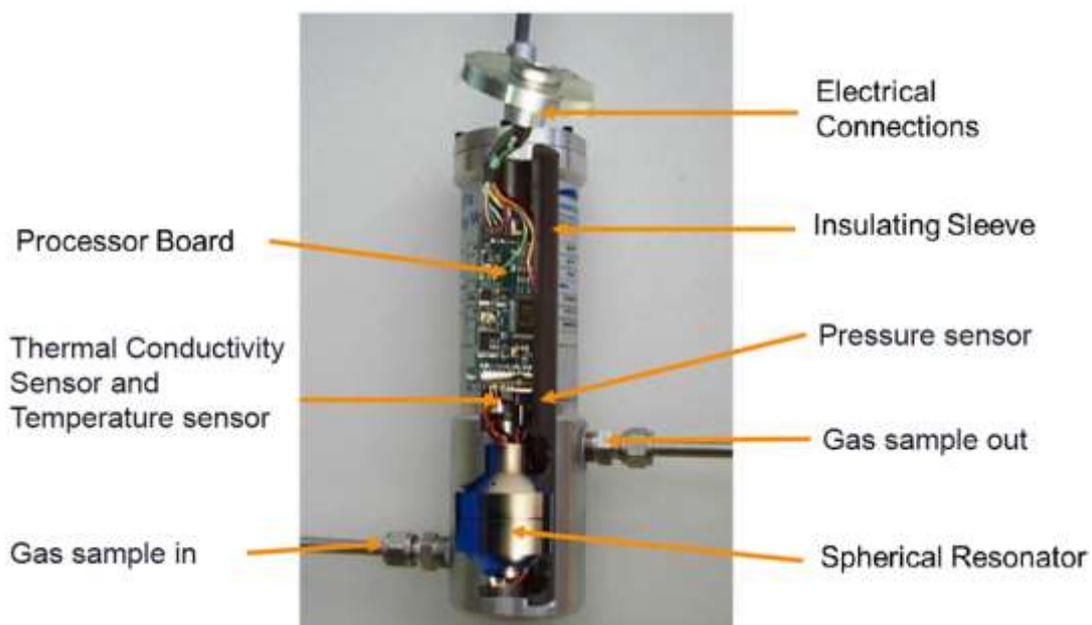


Abbildung 3.6: Aufbau des integralen Sensors, (Quelle: Orbital Gas Ltd.)

Korrelative Gasbeschaffenheitsmessgeräte sind für eine große Bandbreite von Brenngasgemischen geeignet und liefern Messwerte mit einer hohen Taktrate. Bei höheren Anteilen von Sondergasen im Brenngas, wie beispielsweise Wasserstoff, messen einzelne Geräte jedoch nicht immer zuverlässig.

Insgesamt wurden vier korrelative Messgeräte im Zuge der Laboruntersuchungen getestet.

Prozessgaschromatographen

Gaschromatographen funktionieren nach dem Prinzip der Auftrennung eines Gasgemischs in seine einzelnen Komponenten. Hierzu wird eine aufbereitete Gasprobe mittels eines Trägergases durch eine oder mehrere sog. Trennsäulen in Form von mehreren Metern langen Kapillaren geleitet. Die Trennsäulen sind thermostatisiert und an ihrer Innenseite mit einer Beschichtung versehen, die den Durchtritt der verschiedenen Moleküle selektiv verzögert. Somit ergibt sich für jede Einzelkomponente eine spezifische Durchlaufzeit durch die Trennsäulen. Am Ausgang der Säulen sind ein oder mehrere Detektoren vorgesehen, mittels denen die Intensität der durch die austretenden Komponenten erzeugten Signale gemessen wird. Anhand der Austrittszeit und der Signalintensität kann die Konzentrationen der Gaskomponenten ermittelt werden. Das grundlegende Funktionsprinzip ist in **Abbildung 3.7** vereinfacht dargestellt.

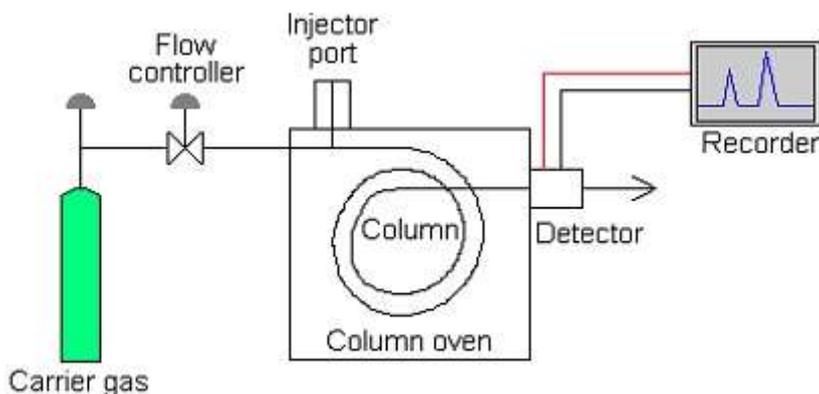


Abbildung 3.7: Prinzip der Gaschromatographie, (Quelle: science of chromatography (online))

Prozessgaschromatographen sind für die Messung von Erdgasen optimiert und ermöglichen in Abhängigkeit der individuellen Geräteausstattung die Messung aller wesentlichen Gaskomponenten. Ausgehend von der Gasanalyse können geräteseitig diverse Parameter berechnet werden. Hierzu zählen neben den typischen kalorischen Größen und der Dichte beispielsweise auch der Luftbedarf der Verbrennung und die Methanzahl. Prinzipbedingt werden die Messdaten als Einzelanalysen mit einem zeitlichen Abstand von wenigen Minuten geliefert. Im Zusammenhang mit den Laboruntersuchungen konnten zwei Prozessgaschromatographen vermessen werden.

Vorgehen

Die Beurteilung der untersuchten Messgeräte erfolgte anhand von Vergleichen der gemessenen Gasqualität bzw. der relevanten Kenngrößen sowie der Ansprechzeit. Hierdurch konnten die wesentlichen Geräteeigenschaften erfasst und die Eignung für mögliche spätere Installationsorte (Feldversuch) festgelegt werden.

Das Vorgehen bei der Durchführung der Gerätetests soll am Beispiel des Parameters Heizwert für ein Messgerät verdeutlicht werden.

Für jedes der neun synthetischen Gasgemische wird eine festgelegte Versuchsabfolge durchlaufen, wobei eine mehrfache Wiederholung dieser Prozedur erfolgt. Vor Beginn der Messungen wird zunächst eine Gerätekalibrierung gemäß den Herstellervorgaben durchgeführt. Im Anschluss daran wird das Gerät mit Erdgas aus dem öffentlichen Versorgungsnetz betrieben, bis ein stabiler Zustand erreicht ist. Ausgehend hiervon erfolgt ein Wechsel zu dem synthetischen Gasgemisch. Maßgebliche Kriterien zur Beurteilung der Geräte sind die Zeiten, die erforderlich sind, um den Gaswechsel zu detektieren und um konstante Messwerte zu liefern.

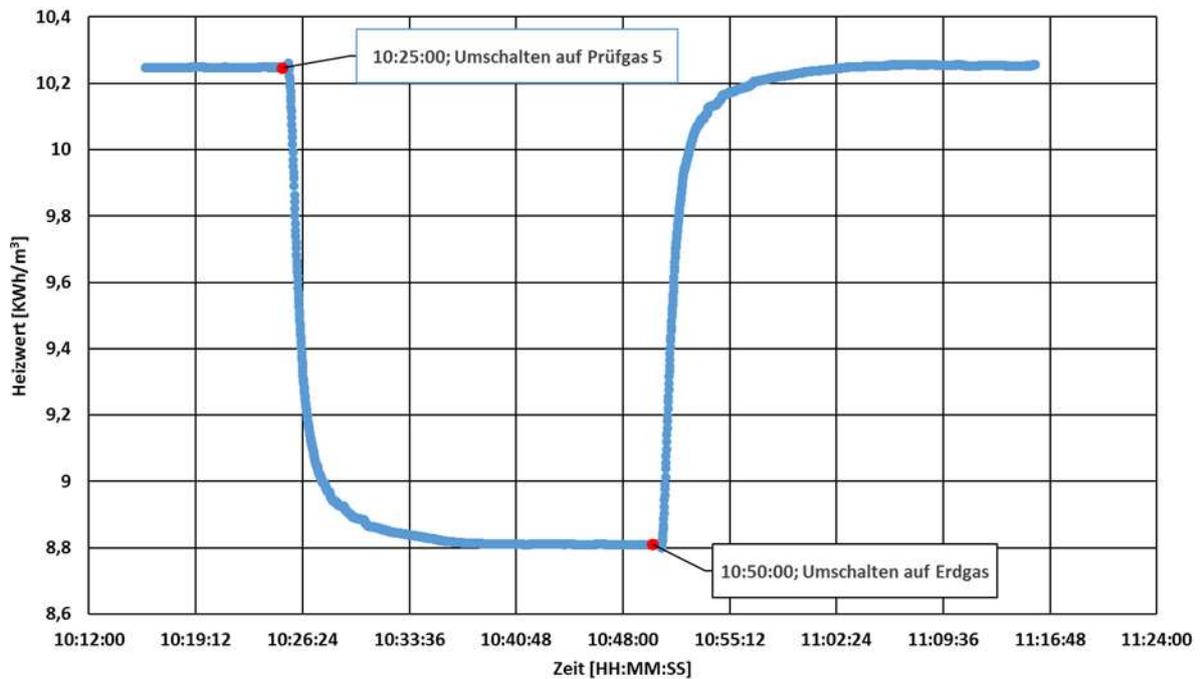


Abbildung 3.8: Verlauf der Messung des Heizwertes, alle Angaben im deutschen Bezugssystem 25 °C / 0 °C (Quelle: GWI)

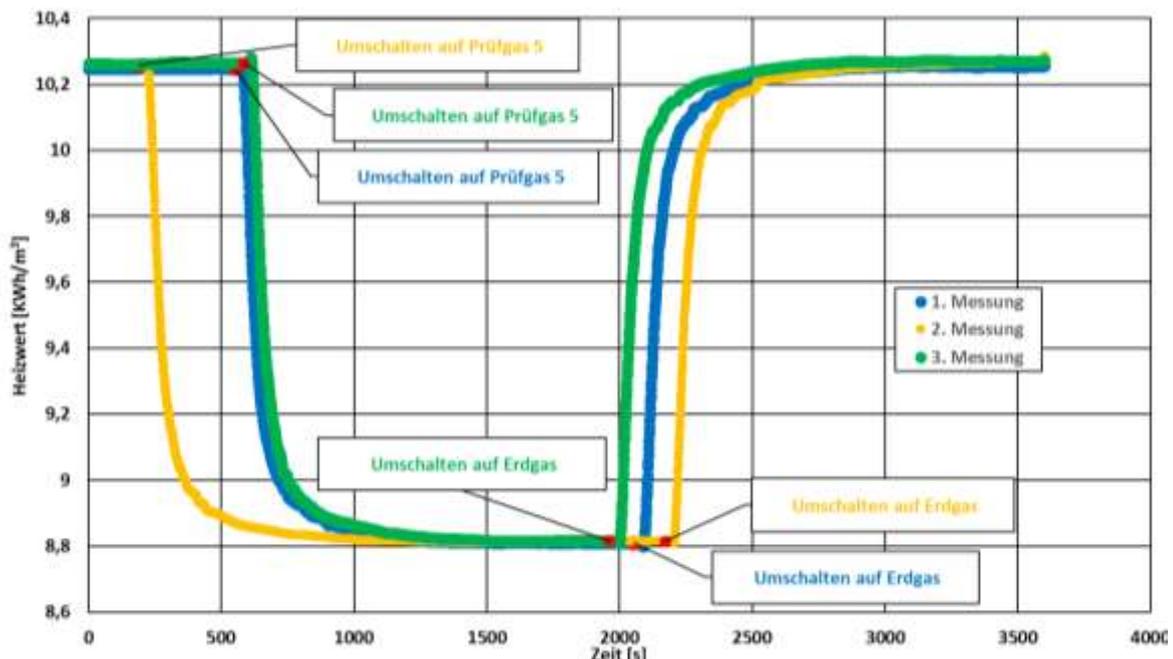


Abbildung 3.9: Vergleich von drei Messreihen der Heizwertmessung, alle Angaben im deutschen Bezugssystem 25 °C / 0 °C (Quelle: GWI)

Darüber hinaus ist die Genauigkeit bzw. Reproduzierbarkeit der gemessenen Gasparameter der Gemische eine wesentliche Größe. Die **Abbildung 3.8** zeigt den Ablauf einer solchen Messung anhand des Heizwert.

Durch einen Vergleich der Ergebnisse mehrerer Messreihen desselben Gases lassen sich Rückschlüsse auf die Wiederholgenauigkeit ziehen, siehe **Abbildung 3.9**.

Vergleich

Ein weiterer Bestandteil der Untersuchungen war der direkte Vergleich der verschiedenen Geräte hinsichtlich der einzelnen Parameter. Hierbei ist anzumerken, dass zwischen den Geräten Unterschiede bezüglich der Ergebnis- bzw. Ausgabengrößen bestehen, so dass sich die Vergleiche auf den Heizwert, den Wobbe-Index und die Dichte, die bei allen Messgeräten verfügbar waren, beschränken mussten.

Ferner macht die genaue Untersuchung des Zeitverhaltens von Gaschromatographen nur wenig Sinn, weshalb auf diese Tests verzichtet wurde.

Abbildung 3.10 veranschaulicht die Ergebnisse des Gerätevergleichs für das Prüfgas G 20 gegenüber den berechneten Sollwerten (rot dargestellt) anhand der Parameter Heizwert und Normdichte, jeweils als Mittelwert mehrerer Messungen (siehe Abbildung 3.9).

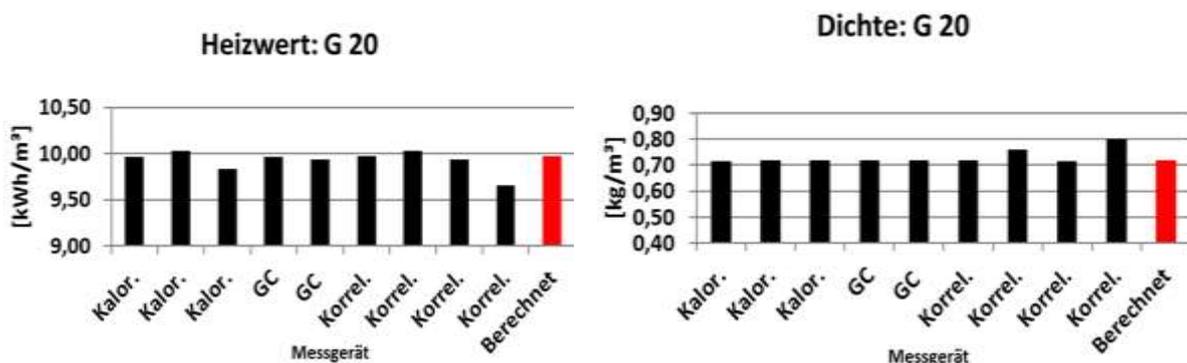


Abbildung 3.10: Messergebnisse für das Prüfgas G 20, Parameter Heizwert (links) und Normdichte (rechts), alle Angaben im deutschen Bezugssystem 25 °C / 0 °C (Quelle: GWI)

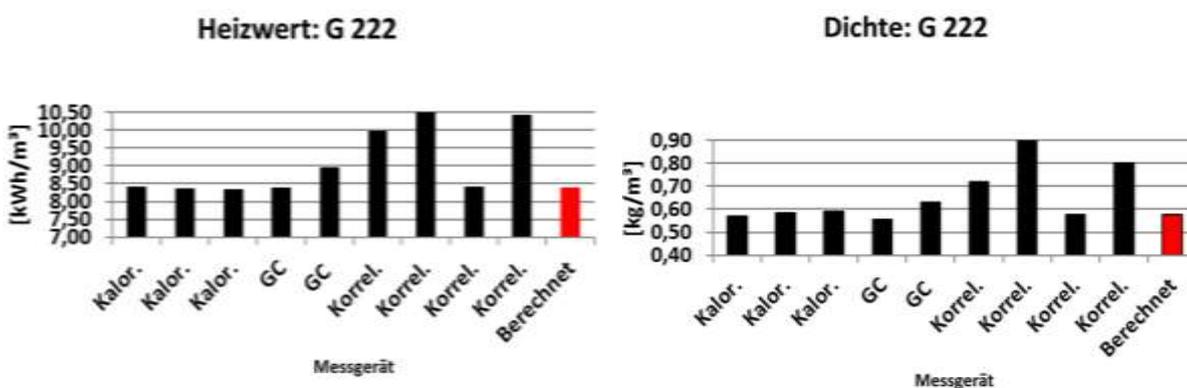


Abbildung 3.11: Messergebnisse für das Prüfgas G 222, Parameter Heizwert (links) und Normdichte (rechts), alle Angaben im deutschen Bezugssystem 25 °C / 0 °C (Quelle: GWI)

Es ist erkennbar, dass alle Messgeräte bei Einsatz des Prüfgases G 20 Ergebniswerte nahe an den berechneten Sollwerten liefern. Es zeigen sich für beide Parameter lediglich vereinzelt Abweichungen.

Ein weiterer Vergleich von Messdaten für das Prüfgas G 222 ist in **Abbildung 3.11** dargestellt. Im Gegensatz zu den Ergebnissen der Tests mit dem Prüfgas G 20 zeigen sich hier teilweise größere Abweichungen von den berechneten Werten. Mehrere Geräte liefern Messwerte mit großem Abstand zu der tatsächlichen Gasbeschaffenheit. Ursächlich für die Abweichungen ist in erster Linie der hohe Wasserstoffanteil des untersuchten Gases.

Drei der mittels Laborversuch geprüften Geräte geben über die kalorischen Parameter hinaus auch eine mehr oder weniger umfassende Gaszusammensetzung beziehungsweise Ersatzgaszusammensetzung an. Hierdurch ergibt sich für die betreffenden Messgeräte eine zusätzliche Vergleichsoption. **Abbildung 3.12** verdeutlicht die gemessenen Ergebnisse der drei Geräte und die tatsächliche Gaszusammensetzung für das Prüfgas G 25.

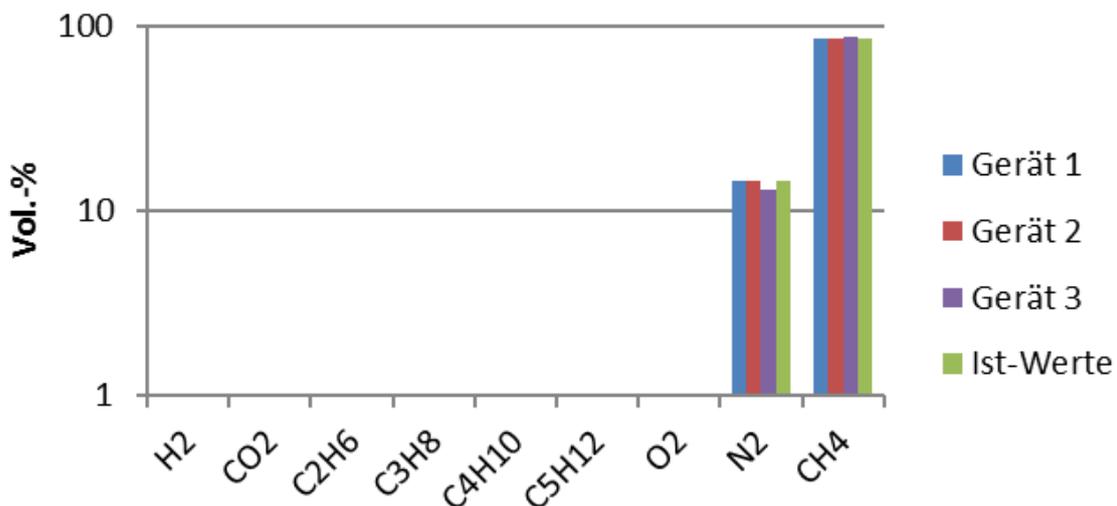


Abbildung 3.12: Messergebnisse für das Prüfgas G 25, Gaszusammensetzung (Quelle: GWI)

Der CH₄-Gehalt des binären Prüfgasgemischs G 25 wird von allen drei Geräten mit guter Genauigkeit erfasst. Bei der Gaskomponente N₂ sind bei Gerät 3 leichte Messwertabweichungen vom tatsächlichen Wert feststellbar.

Um die Qualität der Messungen für reale Erdgase beurteilen zu können, sind die Ergebnisse der Analyse komplexerer Gasgemische zweckdienlicher. Am Beispiel des acht Komponenten umfassenden Prüfgases 11 D werden die Unterschiede der Geräte deutlich. Hierzu sind in **Abbildung 3.13** die Messwerte der drei Geräte aufgeführt. Alle Geräte liefern für die in der Abbildung berücksichtigten sieben Komponenten (C₆H₁₄ bleibt aufgrund der geringen Relevanz bei den Untersuchungen unberücksichtigt) Messwerte, die nahe an der tatsächlichen Zusammensetzung sind. Lediglich bei C₄H₁₀ und C₅H₁₂ sind kleinere Abweichungen feststellbar, die jedoch angesichts der geringen Konzentrationen von < 1,0 Vol.-% nicht wesentlich sind.

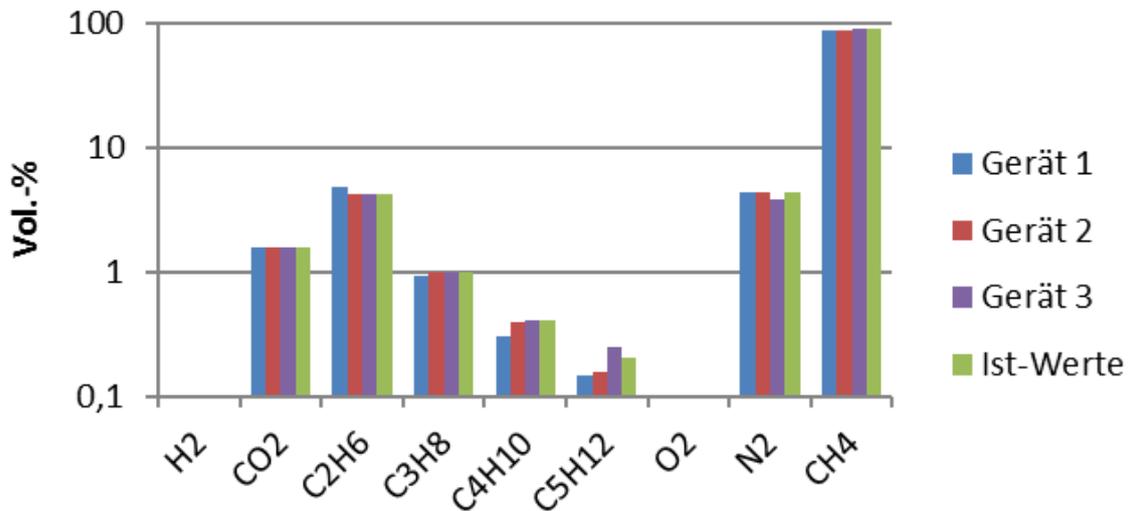


Abbildung 3.13: Messergebnisse für das Prüfgas 11D, Gaszusammensetzung (Quelle: GWI)

Die von dem Gerät 1 gelieferte Ersatzgaszusammensetzung zeigt bei den höheren Kohlenwasserstoffen leichte Abweichungen von der tatsächlichen Gaszusammensetzung. Der Zweck der Ersatzgasbeschaffenheit ist allerdings nicht das Widerspiegeln der tatsächlichen Gaszusammensetzung, sondern die Angabe eines (vereinfachten) Gasgemischs mit identischen Eigenschaften. Deutlich wird dieser Zusammenhang beim Vergleich der von den Geräten gemessenen Heizwerte und Dichten in **Abbildung 3.14**.

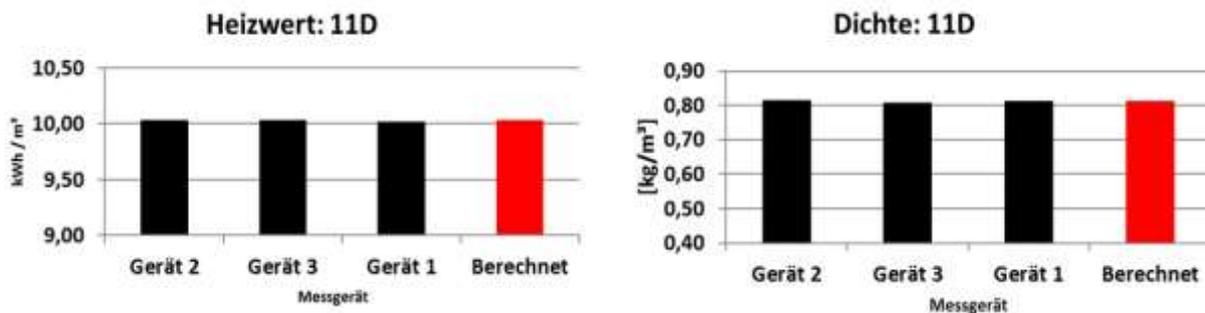


Abbildung 3.14: Messergebnisse für das Prüfgas 11D, Parameter Heizwert (links) und Normdichte (rechts), Geräte 1 – 3, alle Angaben im deutschen Bezugssystem 25 °C / 0 °C (Quelle: GWI)

Ungeachtet der Unterschiede zwischen der von Gerät 1 bestimmten Ersatzgasbeschaffenheit und der tatsächlichen Zusammensetzung des Prüf gases lassen sich bei den Parametern Heizwert und Dichte gegenüber den Geräten 2 und 3 kaum Abweichungen feststellen. Die Ersatzgasbeschaffenheit weist hinsichtlich dieser Größen vergleichbare Werte auf.

3.1.3 AS 1.2: experimentelle und theoretische Charakterisierung der untersuchten synthetischen Gasmischungen hinsichtlich ihrer Kennwerte und Abgleich der verwendeten thermodynamischen Datenbasis

Die zuverlässige und korrekte Bestimmung von Gasbeschaffenheitskenngrößen wie etwa Dichte, Wobbe-Index oder Heiz- und Brennwerten stellt eine Grundvoraussetzung für dieses Projekt dar. Zwar gibt es die Norm EN 6976 [29] zur Bestimmung von Gasbeschaffenheitskenngrößen anhand der chemischen Zusammensetzung von Erdgasen, allerdings werden bei den beteiligten Projektpartnern teils unterschiedliche in-house-Codes zur Bestimmung von Stoffeigenschaften verwendet. Um die Vergleichbarkeit der Ergebnisse sicherzustellen, war es daher notwendig, vorab einen Vergleich bzgl. der errechneten Stoffeigenschaften durchzuführen. Es bot sich an, die genau spezifizierten Testgase aus der Prüfung der verschiedenen Messgeräte zu verwenden (s. **Tabelle 3.2**). Das GWI ist bei diesen Untersuchungen mit zwei verschiedenen Software-Tools vertreten, den GWI-Arbeitsblättern [30] und einem Programm namens Gas-Data, das u. a. Stoffeigenschaften mit Hilfe der thermochemischen Datenbanken von reaktionskinetischen Reaktionsmechanismen bestimmen kann. Im Rahmen dieses Projekts kam hierfür ein umfangreicher Mechanismus von Westbrook und Curran [31] zum Einsatz. Die HVG nutzt ein eigenes Softwaretool, das auf der oben genannten EN 6976 basiert.

Generell konnte eine sehr gute Übereinstimmung der ermittelten Stoffeigenschaften (Dichte, Heizwert und Wobbe-Index) festgestellt werden (vgl. **Abbildungen 3.15 – 3.17**). Die Abweichungen lagen immer weit unter 1 % (verglichen mit dem Mittelwert der Ergebnisse) und lassen sich durch unterschiedliche Polynome, die zur Berechnung der Stoffeigenschaften in den Programmen hinterlegt sind, und auch durch die unterschiedliche Behandlung höherer Kohlenwasserstoffe (C_{6+}) erklären.

Interessant in diesem Kontext war die unterschiedliche Definition der Luft als Oxidator, die bei den verschiedenen Software-Tools als „default“ hinterlegt ist. Bei den GWI-Programmen und dem Programm des BFI wurde Luft als 79 Vol.-% N_2 und 21 Vol.-% O_2 angenommen, bei der HVG wurde die in der EN 6976 angegebene trockene molare Zusammensetzung trockener Luft (Tabelle B.2 in EN ISO 6976:2005 (D)) verwendet. Die STG-Software setzte bei den Rechnungen hingegen eine relative Luftfeuchtigkeit von 80 % voraus.

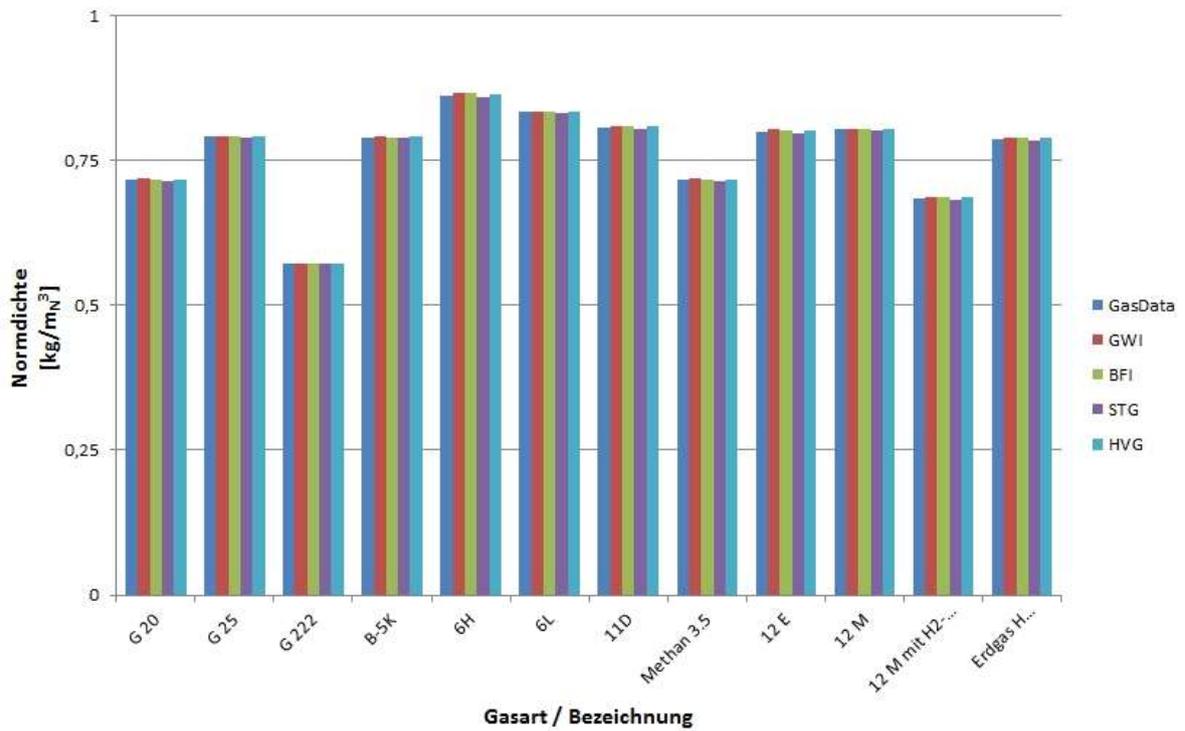


Abbildung 3.15: Vergleich der berechneten Normdichten für die Test-Gase aus Tabelle 3.2. Die maximale negative Abweichung lag bei -0,3311 %, die maximale positive Abweichung bei 0,5525 %, alle Angaben im deutschen Bezugssystem 25 °C / 0 °C

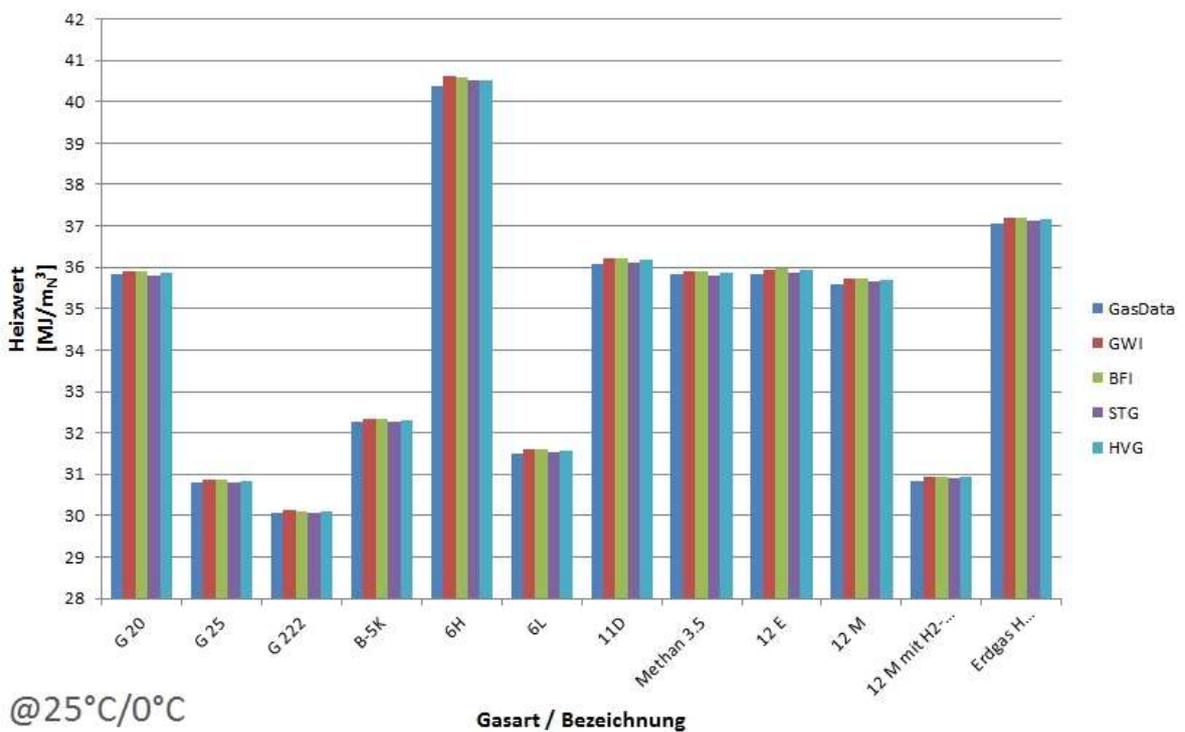


Abbildung 3.16: Vergleich der berechneten Heizwerte (25 °C / 0 °C) für die Test-Gase aus Tabelle 3.2. Die maximale negative Abweichung lag bei -0,2161 %, die maximale positive Abweichung bei 0,3935 %

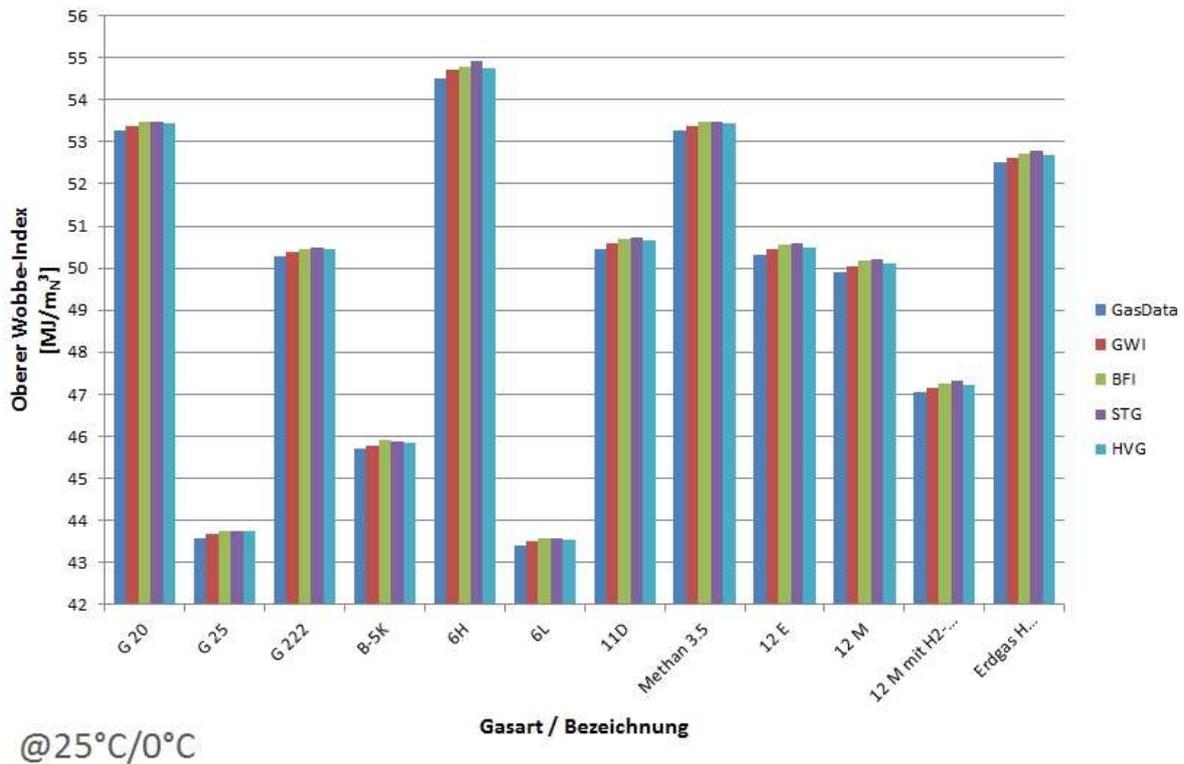


Abbildung 3.17: Vergleich der berechneten oberen Wobbe-Indizes (25 °C / 0 °C) für die Test-Gase aus Tabelle 3.2. Die maximale negative Abweichung lag bei -0,3656 %, die maximale positive Abweichung bei 0,4183 %

3.2 AS 2: Numerische und messtechnische Untersuchungen zu Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf die Verbrennungseigenschaften

3.2.1. AS 2.1: Bestimmung der Auswirkung auf die Emissionen und Temperaturen

Zur messtechnischen Beurteilung des Einflusses von Schwankungen in der Gasbeschaffenheit aber auch bei der Fragestellung der Zumischung von Wasserstoff in das Erdgas auf die Prozessgrößen Abgasemissionen und Temperatur wurden an einer Versuchsofenanlage des GWI verschiedene Messreihen mit Gasgemischen durchgeführt. Der grundsätzliche Aufbau der Anlage ergibt sich aus den **Abbildungen 3.18** und **3.19**.

Die Brennkammer der Anlage ist mit einem feuerfesten Fasermaterial (Al_2O_3) ausgekleidet. Es sind insgesamt sieben verschließbare Öffnungen in der Mittelebene des Ofen gegeben, die einen direkten Zugang zur Brennkammer während des Betriebes ermöglichen. Außerdem kann ein größeres Sichtfenster im vorderen Ofenabschnitt geöffnet werden, welches die Anwendung optischer Verfahren zur Sichtbarmachung und Vermessung von Brennerflammen erlaubt. Für die Untersuchungen wurde ein handelsüblicher Industriebrenner an der Stirnseite des Ofens gemäß der Herstellervorgaben montiert.



Abbildung 3.18: Seitenansicht des GWI Versuchsofens (Quelle: GWI)

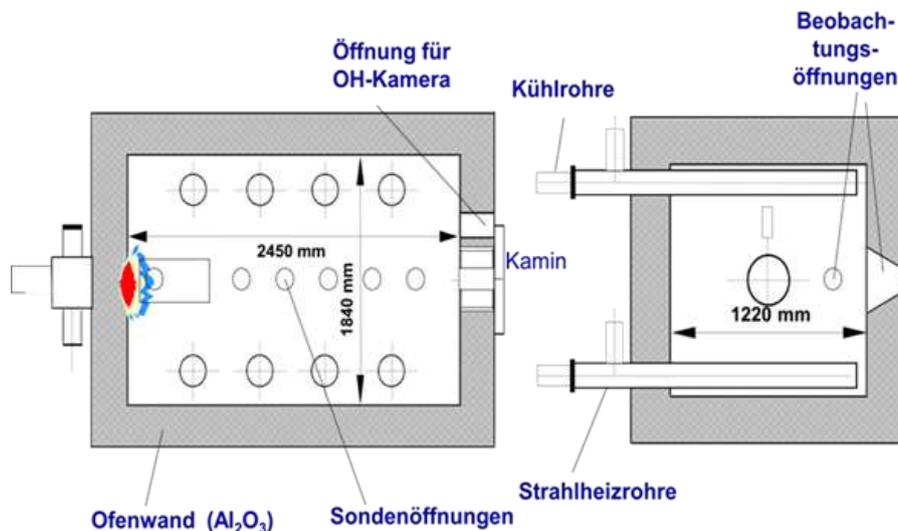


Abbildung 3.19: Schematischer Aufbau des GWI Versuchsofens (Quelle: GWI)

Bei dem eingesetzten Brennersystem handelt es sich um einen modular aufgebauten Industriebrenner, der in einer Vielzahl von thermoprozesstechnischen Anlagen eingesetzt wird. Der Brenner umfasst ein keramisches Flammrohr und kann auch ohne Brennerstein verwendet werden. Für die Zündung und Überwachung der Flamme sind eine Ionisations-Elektrode und eine Zündelektrode im Bereich des Brennerkopfs vorgesehen. Die Medienversorgung wurde mittels eines regelbaren Gebläses und einer Gasmischeinrichtung des GWI gewährleistet. Das Brennersystem ist ein sogenannter Low-NO_x Brenner, der sich durch geringe Stickoxidemissionen auszeichnet. **Abbildung 3.20** veranschaulicht den Aufbau.



Abbildung 3.20: Brennersystem mit und ohne Flammrohr in einbaufertigem Zustand (Quelle: GWI)

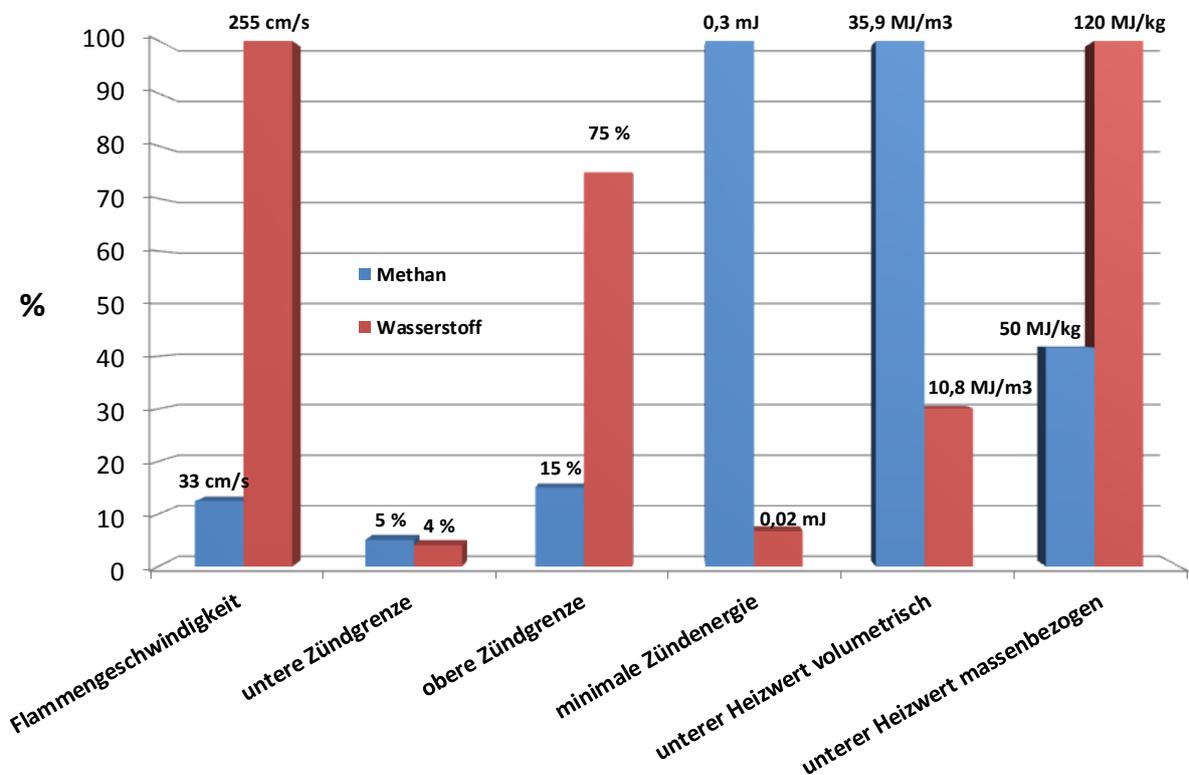


Abbildung 3.21: Unterschiede feuerungstechnischer Parameter von CH₄ und H₂, alle Angaben im deutschen Bezugssystem 25 °C / 0 °C (Quelle: GWI)

Zur Darstellung von Gasbeschaffenheitsschwankungen und der Wasserstoffzumischung wurden Gemische aus dem, dem GWI gelieferten Erdgas und diversen Einzelgasen sowie Wasserstoff untersucht, wobei der H₂-Anteil im Bereich von 0 bis 50 Vol.-% variiert wurde. Wasserstoff unterscheidet sich in Bezug auf die wesentlichen verbrennungstechnischen Kenngrößen deutlich von Erdgas. Die Zumischung von Wasserstoff zum Erdgas stellt daher eine extreme Form von Gasbeschaffenheitsänderung dar. Aus **Abbildung 3.21** werden wichtige Unterschiede von Methan und Wasserstoff deutlich.

Gegenüber Methan zeichnet sich Wasserstoff durch eine größere Reaktionsfreudigkeit aus, was insbesondere anhand einer höheren laminaren Flammgeschwindigkeit, weiteren Zündgrenzen und einer geringeren Zündenergie deutlich wird. Demgegenüber steht ein etwa um den Faktor drei geringerer volumetrischer Heizwert, wobei jedoch die geringe Dichte von H_2 zu einer Erhöhung des massenbezogenen Heizwertes führt.

Üblicherweise steigt bei Brenngasen der 2. Gasfamilie mit dem Brennwert auch der Wobbe-Index. Die Zumischung von Wasserstoff zum Erdgas führt jedoch bemerkenswerter Weise zu einer Entkopplung von Brennwert und Wobbe-Index. Dies wird ersichtlich anhand der in **Abbildung 3.22** aufgeführten Daten für CH_4/H_2 -Gemische.

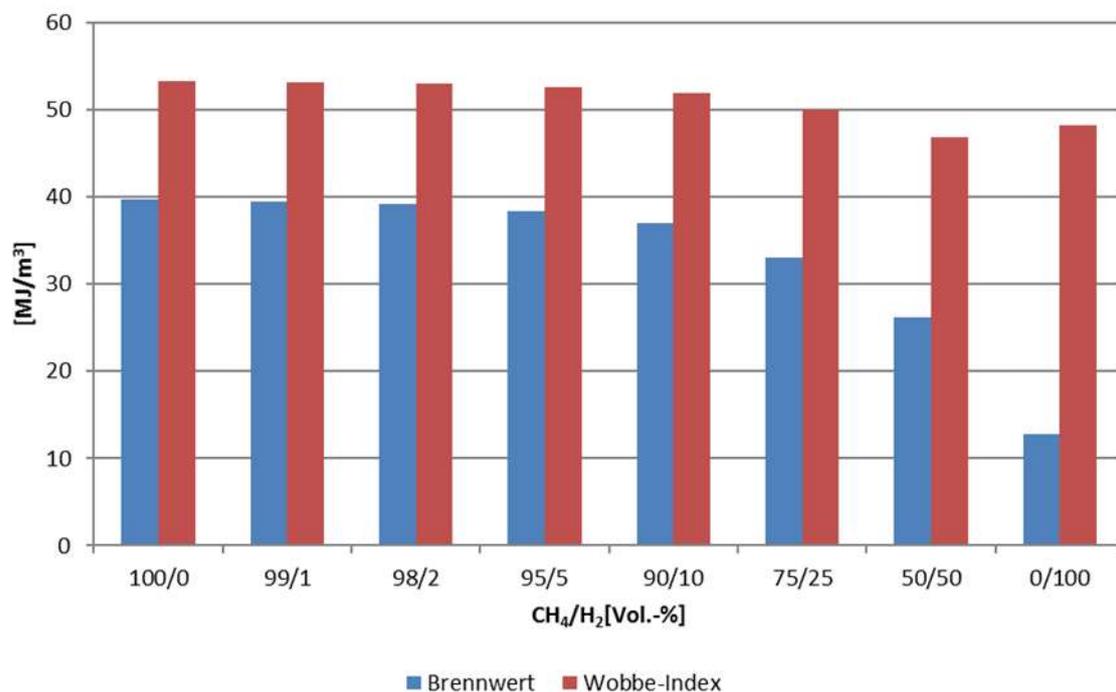


Abbildung 3.22: Brennwert und Wobbe-Index von CH_4/H_2 -Gemischen, alle Angaben im deutschen Bezugssystem $25\text{ °C} / 0\text{ °C}$ (Quelle: GWI)

Die Brennwerte von Methan und Wasserstoff liegen um etwa 68 % auseinander, die Wobbe-Indices der beiden Gase unterscheiden sich jedoch lediglich um etwa 10 %. Diese Besonderheit beruht in der Definition des Wobbe-Index im Zusammenhang mit der vergleichsweise niedrigen Dichte des Wasserstoffs. Gemäß Gleichung 3.13 ist der untere Wobbe-Index W_i definiert als Quotient aus Heizwert und der Wurzel der relativen Dichte d . Diese Größe wird wiederum aus dem Verhältnis von Normdichte des Brenngases ($\rho_{n, \text{Gas}}$) und Normdichte der Luft ($\rho_{n, \text{Luft}}$) gebildet (vgl. Gleichung 3.14).

$$W_i = \frac{H_u}{\sqrt{d}} \quad (3.13)$$

$$d = \frac{\rho_{n, Gas}}{\rho_{n, L}} \quad (3.14)$$

Die geringe Normdichte des Wasserstoffs von nur $0,0899 \text{ kg/m}_N^3$ führt folgerichtig zu einer Abnahme der relativen Dichte und damit zu einer nur geringen Abnahme der Wobbe-Indices bei steigendem H_2 -Anteil und fallendem Brennwert des Gasgemisches.

Im Zuge verschiedener Konzepte der Energiewende gilt die Einspeisung von regenerativ erzeugtem Wasserstoff in das Erdgasnetz als Lösungsansatz zur Nutzung von Überschuss-Strom aus regenerativen Quellen [32]. Darüber hinaus wird H_2 vielfach als Energieträger der Zukunft angesehen [33] sodass ein erhöhter und schwankender H_2 -Anteil im Erdgas eine denkbare Situation der zukünftigen Gasversorgung darstellt.

Die in der Glasindustrie in Betrieb befindlichen Thermoprozessanlagen unterscheiden sich teilweise erheblich hinsichtlich der installierten Prozesssteuerungs- und Überwachungssysteme. Diese Unterschiede sind einerseits getrieben durch die verschiedenen Anforderungen der einzelnen Prozessschritte, andererseits gibt es auch bei vergleichbaren Thermoprozessen nicht selten stark differierende Anlagen.

Um die Vielzahl verschiedener Anlagen und ihre technische Ausstattung angemessen zu berücksichtigen, wurden drei verschiedene Versuchsszenarien vorgesehen, die sich bezüglich der Regelung wichtiger Parameter unterscheiden. Diese Szenarien werden auch in den nachfolgenden Untersuchungen mittels Simulation weiterverfolgt.

Im Szenario 1 werden Änderungen der Brenngasbeschaffenheit nicht berücksichtigt, d. h. eine Änderung der Brennerleistung, die sich zwangsweise bei der Zumischung von Wasserstoff zum Erdgas ergibt, bleibt unbemerkt und die tatsächliche Brennerleistung ist abhängig von der Brenngasbeschaffenheit. Zudem werden auch Änderungen des Restsauerstoffgehaltes, die sich ebenfalls zwangsläufig aufgrund des geringeren Luftbedarfs von H_2 ergeben, nicht kompensiert. Die Volumenströme von Brenngas und Verbrennungsluft bleiben konstant. Dieses Szenario entspricht den technischen Gegebenheiten von älteren Thermoprozessanlagen, die über keine modernen Prozesssteuer- und Regelsysteme verfügen. Bei dieser Art von Anlagen erfolgt üblicherweise eine einmalige Prozesseinrichtung auf Grundlage einer mehr oder weniger bekannten Auslegungsgasbeschaffenheit oder basierend auf Erfahrungswerten und zum Zeitpunkt der Einrichtung vorherrschenden Verhältnissen. Im weiteren Betrieb derartiger Anlagen werden Korrekturen der Prozesseinstellungen nicht vorgenommen.

Das Szenario 3 unterscheidet sich von dem Szenario 1 durch das Vorsehen einer Kompensation von Schwankungen der Brennerleistung aufgrund von einer sich ändernden Brenngasbeschaffenheit. Bei wechselnden kalorischen Eigenschaften des Brenngases wird der Brennstoffvolumenstrom nachgeregelt, um eine konstante Brennerleistung gewährleisten zu können. Der Luftvolumenstrom bleibt hingegen von der Prozessregelung unberücksichtigt. Dieses Szenario entspricht Anlagen, die über eine Möglichkeit zur Analyse der Gasbeschaffenheit mittels eines geeigneten Messgerätes verfügen.

Der bezüglich der technischen Ausstattung und Regelung günstigste Fall wird durch das Szenario 2 repräsentiert. Zusätzlich zu der im Szenario 3 vorgesehenen Kompensation der Brennerleistung durch Anpassung des Brenngasvolumenstroms bei einer variierenden Gasbeschaffenheit wird auch der Luftvolumenstrom nachgeregelt. Dieses Szenario entspricht modernen Thermoprozessanlagen mit einer Messung der Brenngasbeschaffenheit, einer Messung des O₂-Gehalts im Abgas und einer entsprechend leistungsfähigen Prozesssteuerung.

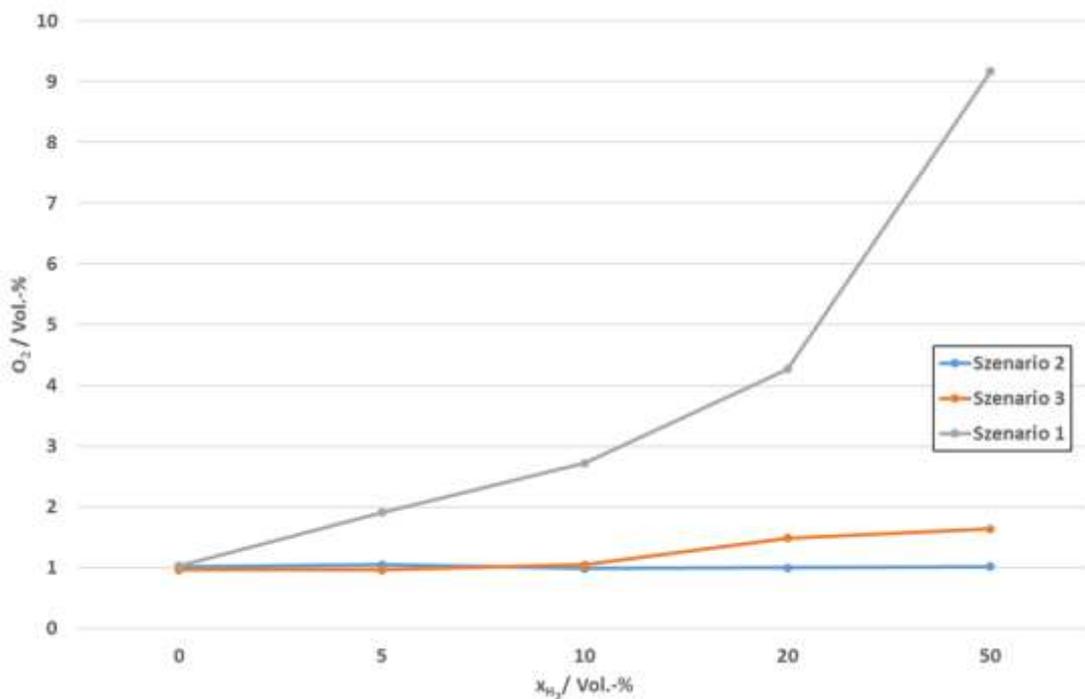


Abbildung 3.23: O₂-Gehalt des trockenen Abgases in Abhängigkeit des H₂-Anteils bei der Zumischung von Wasserstoff in Erdgas (Quelle: GWI)

Abbildung 3.23 zeigt die Ergebnisse des gemessenen Sauerstoffgehalts des trockenen Abgases für alle drei Szenarien in Abhängigkeit des H₂-Anteils im Brenngas. Anhand der Daten ist ersichtlich, dass ohne Kompensation der Gasbeschaffenheit (Szenario 1) bereits ein geringer Anteil von Wasserstoff im Brenngas zu einer deutlichen Erhöhung des Sauerstoffgehalts im trockenen Abgas führt. Bei einem H₂-Anteil von 5 Vol.-% hat sich der O₂-Gehalt im trockenen Abgas bereits annähernd verdoppelt. Für den Betrieb einer realen Thermoprozessanlage bedeutet diese Erhöhung der Luftzahl eine zunehmend oxidierende Ofenatmosphäre, einen geringeren Wirkungsgrad beziehungsweise höheren Brennstoffverbrauch und eine geringere Ofenraumtemperatur. Durch Kompensation der Gasbeschaffenheitsänderung in Form einer Anpassung des Brenngasvolumenstroms (Szenario 3) lassen sich diese unerwünschten Effekte erkennbar kompensieren. Wasserstoffanteile von bis zu 10 Vol.-% im Brenngas führen nur noch zu einer sehr leichten Zunahme des Restsauerstoffs im Abgas als Folge des geringeren Luftbedarfs von Erdgas/H₂-Gemischen gegenüber wasserstofffreiem Erdgas. Wird zusätzlich auch der Luftvolumenstrom nachgeführt, sind auch hohe Wasserstoffanteile von bis zu 50

Vol.-% ohne zusätzlichen Lufteintrag beherrschbar, wie aus den Werten des Szenario 2 deutlich wird.

Neben dem Sauerstoffgehalt sind insbesondere die Anteile der emissionsrechtlich relevanten Schadstoffe im Abgas von großer Bedeutung für den Betrieb realer Anlagen. Es hat sich hierbei herausgestellt, dass die Emissionen von Kohlenmonoxid und Kohlendioxid durch die Zumischung von Wasserstoff praktisch kaum beeinflusst werden. Höhere H₂-Anteile bedingen sogar unabhängig von den Szenarien einen leichten Rückgang der kohlenstoffhaltigen Abgasbestandteile aufgrund der teilweisen Kompensation der Kohlenwasserstoffe durch Wasserstoff, weshalb diese Abgasbestandteile in diesem Zusammenhang vernachlässigbar sind.

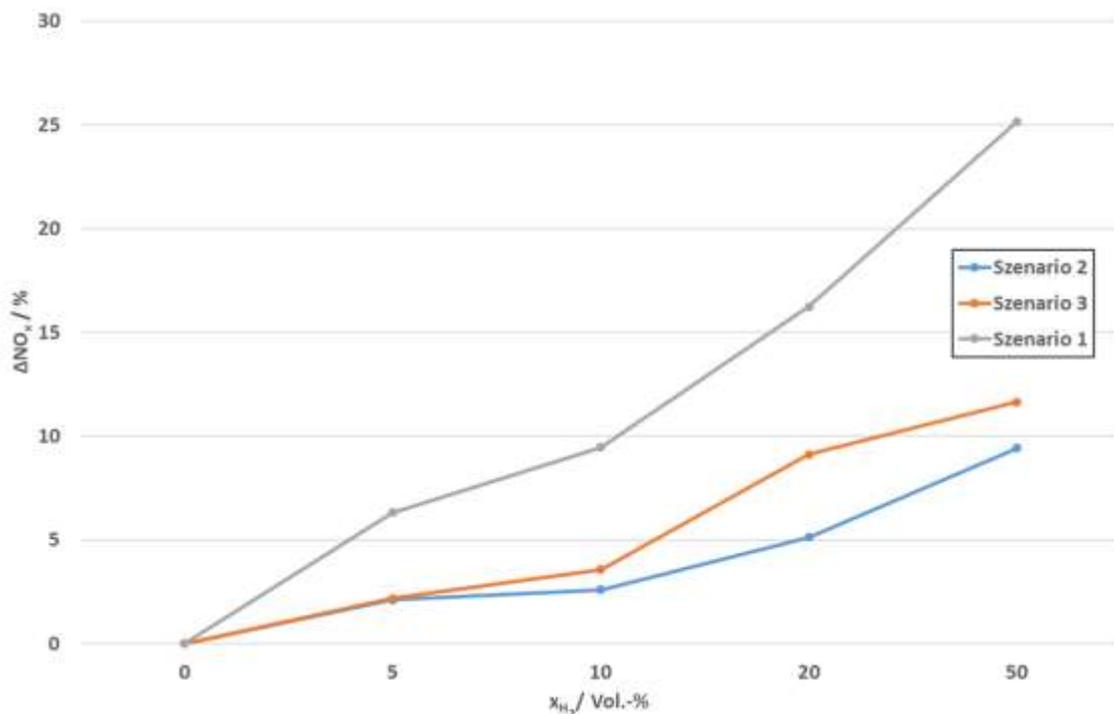


Abbildung 3.24: Prozentuale NO_x-Zunahme des trockenen Abgases in Abhängigkeit des H₂-Anteils bei 1 Vol.-% O₂ bei der Zumischung von Wasserstoff in Erdgas (Quelle: GWI)

Die Wirkung auf die Bildung von Stickoxiden ist hingegen teilweise stark abhängig vom H₂-Anteil des Brenngases und den Prozessbedingungen. Zur Beurteilung der NO_x-Emissionen ist der Bezug der Messwerte auf einen einheitlichen Sauerstoffgehalt des Abgases notwendig, um den Effekt der Verdünnung infolge eines zusätzlichen Lufteintrags durch die H₂-Zumischung bei allen Szenarien auszuschließen. In **Abbildung 3.24** ist die prozentuale Zunahme der Stickoxidkonzentration, bezogen auf den Betrieb mit wasserstofffreiem Erdgas, für einen O₂-Gehalt von 1 Vol.-% des trockenen Abgases abhängig vom H₂-Anteil dargestellt.

Die Zumischung von Wasserstoff im Erdgas führt in jedem Fall zu einer Erhöhung der Stickoxidkonzentration des Abgases, zwischen den verschiedenen Szenarien bestehen jedoch erkennbare Unterschiede. Im Szenario 1 lässt sich der stärkste Anstieg der NO_x-Konzentration des Abgases feststellen.

Die fehlende Kompensation der Gasbeschaffenheitsänderung bei diesem Szenario führt bei einem H₂-Anteil des Erdgases von 5 Vol.-% bereits zu einem Stickoxidzuwachs von mehr als 6 % für die untersuchte Anwendung, eine Erhöhung des Wasserstoffanteils auf 50 Vol.-% verursacht eine Zunahme von 25 %. Deutlich moderater ist die NO_x-Zunahme bei Szenario 3. Durch Nachregelung des Brenngasvolumenstroms lassen sich die Auswirkungen einer Gasbeschaffenheitsänderung hier erkennbar minimieren. Im Mittel liegt der Stickoxidzuwachs nur bei der Hälfte der Werte des Szenario 1. Wird zusätzlich auch, wie im Szenario 2, der Luftvolumenstrom an die geänderte Gasbeschaffenheit angepasst, fällt die Erhöhung der NO_x-Emissionen, vor allem bei hohen Wasserstoffanteilen des Brenngases, noch einmal geringer aus.

3.2.2. AS 2.2: theoretische Bestimmung der Auswirkung auf das Strahlungsverhalten

Vorgehensweise

Mit Gasstrahlung bezeichnet man die Temperaturstrahlung (elektromagnetische Strahlung) von Gasen. Die Gasstrahlung besitzt im Gegensatz zur Temperaturstrahlung von Festkörpern kein kontinuierliches Spektrum, sondern ist ein sog. Bandenspektrum. Die durch Gasstrahlung bedingte Emission eines Gasgemisches hängt u. a. sowohl von der Zusammensetzung als auch von der Temperatur und von der Wellenlänge ab.

Nach dem Kirchhoffschen Strahlungsgesetz gilt für einen Körper im thermischen Gleichgewicht, dass Absorption und Emission bei gegebener Wellenlänge und gegebener Temperatur gleich sind. Somit können Daten zur Beschreibung des Absorptionsverhaltens auch zur Berechnung der Emissionsstrahlung eines Gasgemisches genutzt werden.

Zur Berechnung von Emissionsspektren wird von der HVG die Datenbank von HITRAN verwendet. HITRAN steht für „high-resolution transmission molecular absorption database“ [37] und ist eine Zusammenstellung spektroskopischer Parameter aus direkten Messungen, theoretischen Berechnungen aus der Quantenmechanik und halb-empirischen Werten.

Zur Verfügung gestellt werden durch die Datenbank Datensätze (**Abbildung 3.25**: Beispiel H₂O), die folgende Kennzahlen enthalten:

1. Molekül-Kennzahl
2. Isotop-Kennzahl
3. ν_{ij} Wellenzahl in cm⁻¹ zur Spektrallinie des Übergangs zweier Energiezustände i und j im Vakuum
4. S_{ij} Intensität der Spektrallinie in cm⁻¹/(molecule·cm⁻²) bei T_{ref}= 296 K
5. A_{ij} Einsteinkoeffizient A₂₁ zum Übergang in s⁻¹
6. γ_{air} air-broadened halbe Halbwertsbreite in cm⁻¹/atm bei 296 K und 1 atm = 101,325 kPa
7. γ_{self} self-broadened halbe Halbwertsbreite in cm⁻¹/atm bei 296 K und 1 atm
8. E'' Energie im unteren Zustand des Übergangs in cm⁻¹
9. n_{air} Koeffizient der Temperaturabhängigkeit von γ_{air}

10. δ_{air} Druckverschiebung in $\text{cm}^{-1}/\text{atm}$ bei 296 K und 1 atm der Linienposition bezüglich ν_{ij}
11. Referenzen und Unsicherheiten
12. g'' , g' statistische Gewichte im unteren und oberen Zustand [38]

Die Angabe von S_{ij} in $\text{cm}^{-1}/(\text{molecule}\cdot\text{cm}^{-2})$ bei der Referenztemperatur $T_{\text{ref}} = 296 \text{ K}$ hat sich bei der Eingabe in Programmcodes zur Modellierung als praktisch erwiesen. Daher sowie aus historischen Gründen verwendet HITRAN nicht das SI- sondern das cgs-Einheitensystem.

```

·11·1818.204700·1.101E-25·4.810E-04.0748
0.369·1282.91880.56-.001684·······0·1
·0·······0·0·0·8·6·3·······9·3·
6·····5552433018846722·8·····51.0··57.0

```

Zuordnung der Kennzahlen:

1. ·1 → 2 Zeichen für Molekül-Kennzahl, hier für H₂O
2. 1 → 1 Zeichen für Isotop-Kennzahl, hier für ¹H₂¹⁶O
3. ·1818.204700 → 12 Zeichen für ν_{ij} in cm^{-1}
4. ·1.101E-25 → 10 Zeichen für S_{ij} in $\text{cm}^{-1}/(\text{molecule}\cdot\text{cm}^{-2})$
5. ·4.810E-04 → 10 Zeichen für A_{ij} in s^{-1}
6. .0748 → 5 Zeichen für γ_{air} in $\text{cm}^{-1}/\text{atm}$
7. 0.369 → 5 Zeichen für γ_{self} in $\text{cm}^{-1}/\text{atm}$
8. ·1282.9188 → 10 Zeichen für E'' in cm^{-1}
9. 0.56 → 4 Zeichen für n_{air}
10. -.001684 → 8 Zeichen für δ_{air} in $\text{cm}^{-1}/\text{atm}$
11. ······0·1·0·······0·0·0·8·6·3·······9·3·6
·····5552433018846722·8 → 79 Zeichen zu Referenzen und Unsicherheiten
12. ···51.0 → g'' und ···57.0 → g' (je 7 Zeichen)

Abbildung 3.25: 160-Zeichen-Datensatz im HITRAN-Datenformat ab 2004 am Beispiel für H₂O (Quelle: HVG)

In der weiteren Berechnung fließt die „total internal partition sum“ (TIPS) $Q(T)$ [43] mit ein:

$$Q(T) = \sum_k \left(g_k \exp \left\{ -\frac{c_2 E_k}{T} \right\} \right) \text{ über alle Zustände } k \quad (3.15),$$

mit T als Temperatur in K, E_k als Energiezustand k, $c_2 = hc/k$ als zweite Strahlungskonstante in $\text{cm}\cdot\text{K}$ und g_k als statistisches Gewicht des Energiezustandes k. Damit kann die Intensität der Spektrallinie S_{ij} wie folgt berechnet werden:

$$S_{ij} = I_a \frac{A_{ij}}{8\pi c v_{ij}^2} \frac{g' \exp\left\{-\frac{c_2 E''}{T_{ref}}\right\} \left(1 - \exp\left\{-\frac{c_2 v_{ij}}{T_{ref}}\right\}\right)}{Q(T_{ref})} \quad (3.16),$$

mit I_a als natürliche Isotopenhäufigkeit, c als Lichtgeschwindigkeit im Vakuum in cm/s. Der Gültigkeitsbereich der Berechnungsmethode erlaubt Aussagen von 70 bis 3.000 K. Es ergibt sich folgende Formel:

$$S_{ij}(T) = S_{ij}(T_{ref}) \frac{Q(T_{ref})}{Q(T)} \frac{\exp\left\{-\frac{c_2 E''}{T}\right\} \left(1 - \exp\left\{-\frac{c_2 v_{ij}}{T}\right\}\right)}{\exp\left\{-\frac{c_2 E''}{T_{ref}}\right\} \left(1 - \exp\left\{-\frac{c_2 v_{ij}}{T_{ref}}\right\}\right)} \quad (3.17).$$

Zur Verfügung gestellt wird darüber hinaus das HITRAN Application Programming Interface (HAPI) [39]. Dabei handelt es sich um ein Python-Modul, welches die Arbeitsschritte zur Berechnung des Absorptions- und Emissionsverhaltens von Gasen unterstützt. Mit HAPI lädt man die Datensätze zu den verwendeten Molekülen herunter, berechnet zu gegebener Temperatur und gegebenem Druck den Absorptionskoeffizienten (**Abbildung 3.26**), daraus zu gegebener freier Weglänge (entspricht der Schichtdicke) das Absorptionsspektrum (**Abbildung 3.27**) und die Strahldichte. Diese lässt sich bei Berücksichtigung der Medientemperatur in die spektrale spezifische Ausstrahlung (**Abbildung 3.28**) umrechnen.

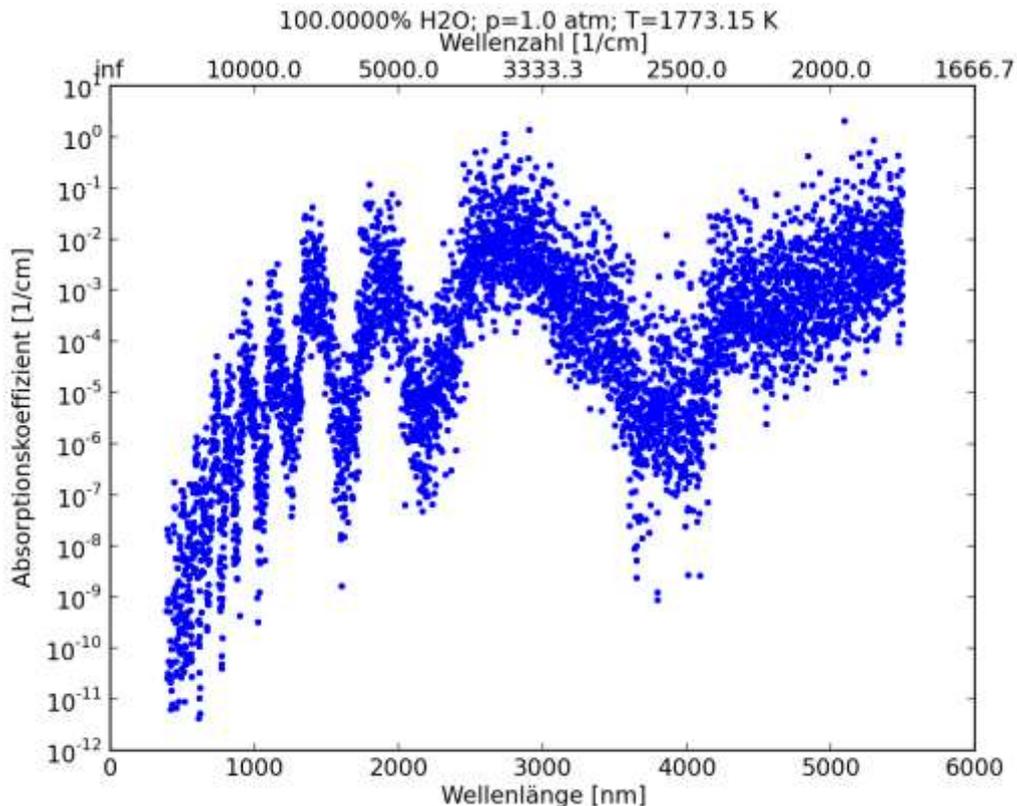


Abbildung 3.26: Mit HITRAN berechneter Absorptionskoeffizient von H₂O in Abhängigkeit der Wellenlänge (Quelle: HVG)

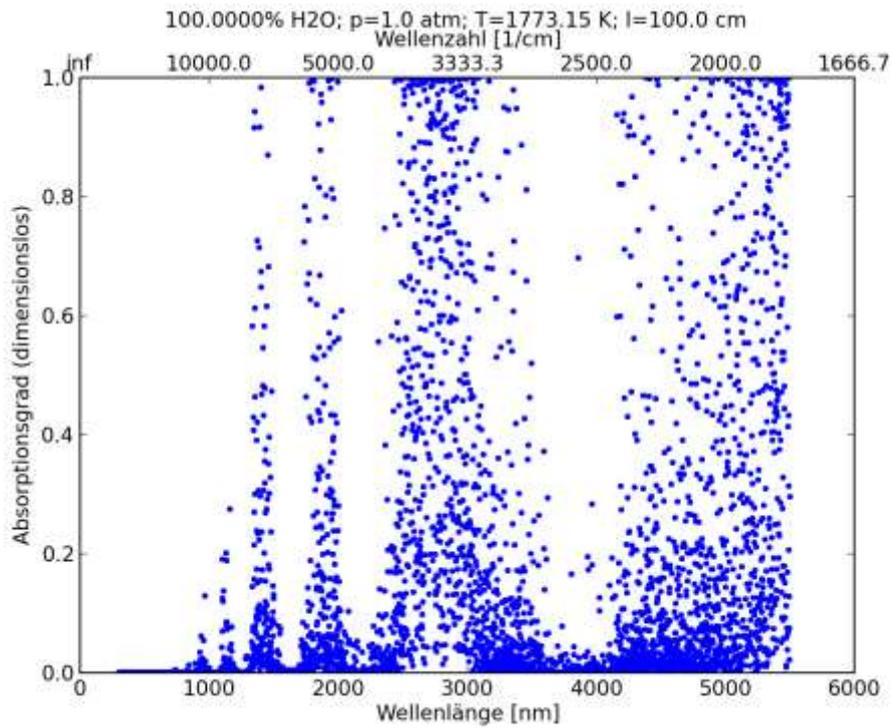


Abbildung 3.27: Absorptionsspektrum von H₂O in Abhängigkeit der Wellenlänge (Quelle: HVG)

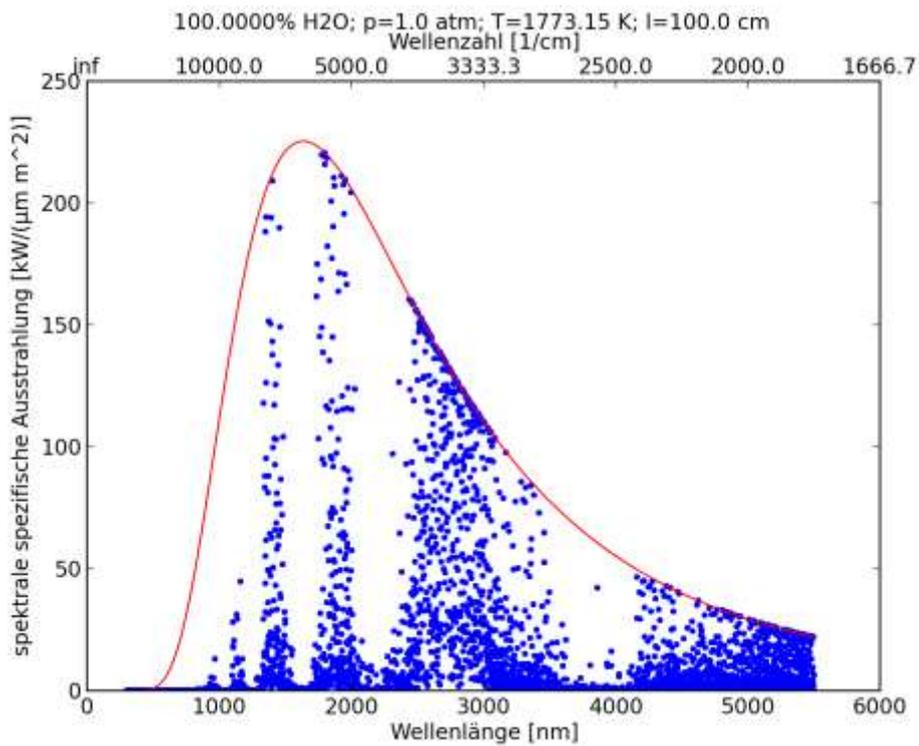


Abbildung 3.28: spektrale spezifische Ausstrahlung von H₂O bei 1.500 °C, die rote Kurve entspricht dem schwarzen Strahler bei derselben Temperatur (Quelle: HVG)

Die für die Berechnungen zu Grunde gelegten Gase G 20, G 25, ein Russland- und ein Nordsee-Erdgas H (Zusammensetzung der Prüfgase: siehe **Tabelle 3.2**; Zusammensetzung und Eigenschaften der Erdgase H aus der G260 des DVGW: siehe **Tabelle 3.6** bzw. **Tabelle 3.7**) wurden für die Berechnung der nachfolgenden Spektren herangezogen.

Grundsätzlich kann man bei der Messung von Flammenspektren ([40], [41]) zwei deutlich unterschiedliche Teilspektren unterscheiden. Zum einen das Emissionsspektrum der „Flamme“, der Bereich in dem die Verbrennung Medien bei Luftzahl ca. 1 stattfindet. Zum anderen das Emissionsspektrum der heißen Abgase hinter der Flamme. Nimmt man Emissionsspektren an mehreren Orten entlang der Flammenachse auf, so kann der erstgenannte Bereich der Flammenwurzel (bzw. grob dem ersten Drittel der Flamme) zugeordnet werden und der zweite Bereich dem Flammende und dem abziehenden Abgas. Dazwischen ist eine Art Übergangsbereich, der einer Berechnung der Flammenstrahlung nur schwer zugänglich ist.

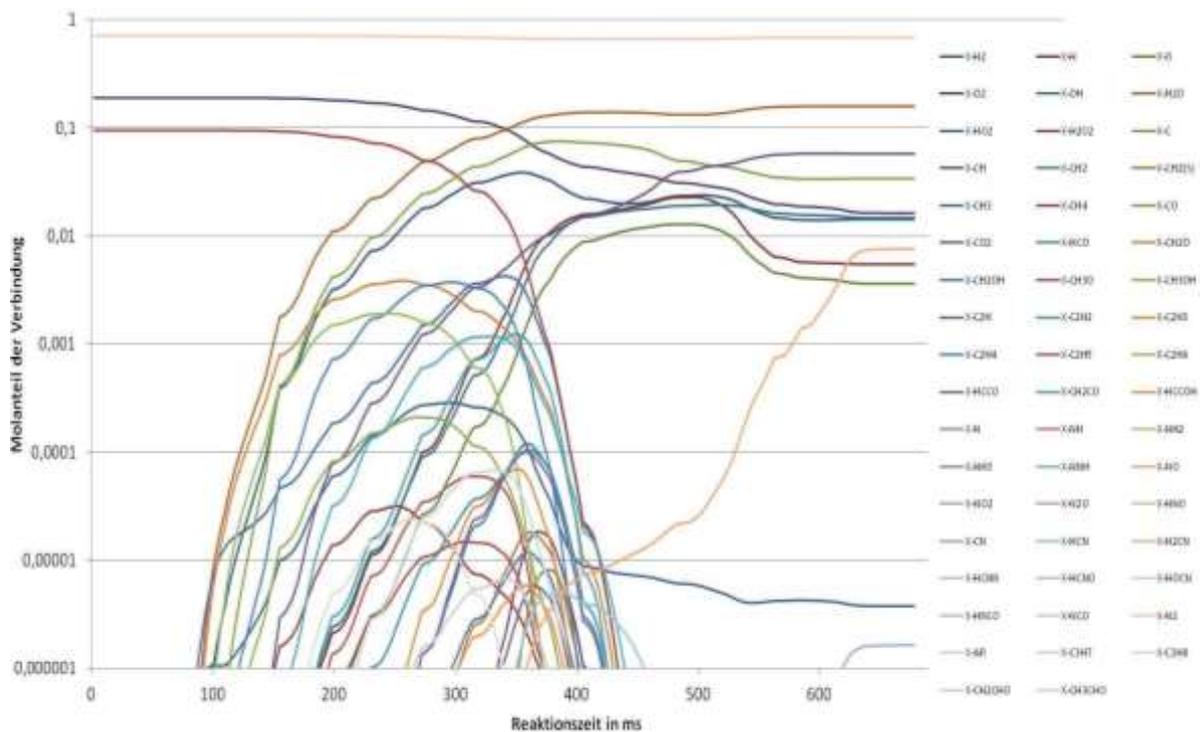


Abbildung 3.29: Molanteile einzelner Reaktionsteilnehmer an der Selbstzündungsreaktion einer Vormischung des Modellgases G 20 mit Luft bei einer Luftvorwärmtemperatur von 1.200 °C und 1 bar (Quelle: HVG)

Die Ergebnisse der Berechnung zur Selbstzündung einer vorgemischten Flamme sind nun die Grundlage für die Berechnung der zwei Teilspektren, die auch bei den Messungen erkennbar sind. Betrachtet man die **Abbildung 3.29**, so fallen zwei grundsätzlich unterschiedliche Bereiche auf. Bis ca. 400 ms laufen die unterschiedlichen Reaktionen der Verbrennung unter Beteiligung unterschiedlichster Spezies ab, wobei die Konzentration der einzelnen beteiligten Reaktionspartner sich je nach betrachtetem Zeitpunkt um Größenordnungen unterscheiden kann. Diese erste Phase der Selbstzündung kann man in erster Näherung mit der Flammenfront bei der Verbrennung in der Glasschmelzwanne vergleichen und die Zusammensetzung

am Ende der Betrachtung gibt die Zusammensetzung des Abgases am Ende der Verbrennungsstrecke unter Berücksichtigung der Dissoziation wieder. Da bei den Berechnungen die adiabate Flammentemperatur bei der Berechnung der Dissoziation zu Grunde gelegt wurde, muss bei den Flammentemperaturen, wie sie im Verbrennungsraum von Glasschmelzwannen vorgefunden werden, die Zusammensetzung des Abgases unter Berücksichtigung der Dissoziation mit einem HVG-eigenem Tool berechnet werden, das sich an der VDI 4670-1:2003-02 [42] orientiert.

Ergebnisse: Flammenspektrum aus dem Bereich der Flammenfront und des heißen Abgases

Nun können mit Hilfe des zu Anfang genannten Tools HITRAN Emissionsspektren von heißen Abgasen und der Reaktionszone, genauer: der Flammenfront, unterschiedlicher Brenngase verglichen und ihr Einfluss auf bilanztechnische Betrachtungen diskutiert werden.

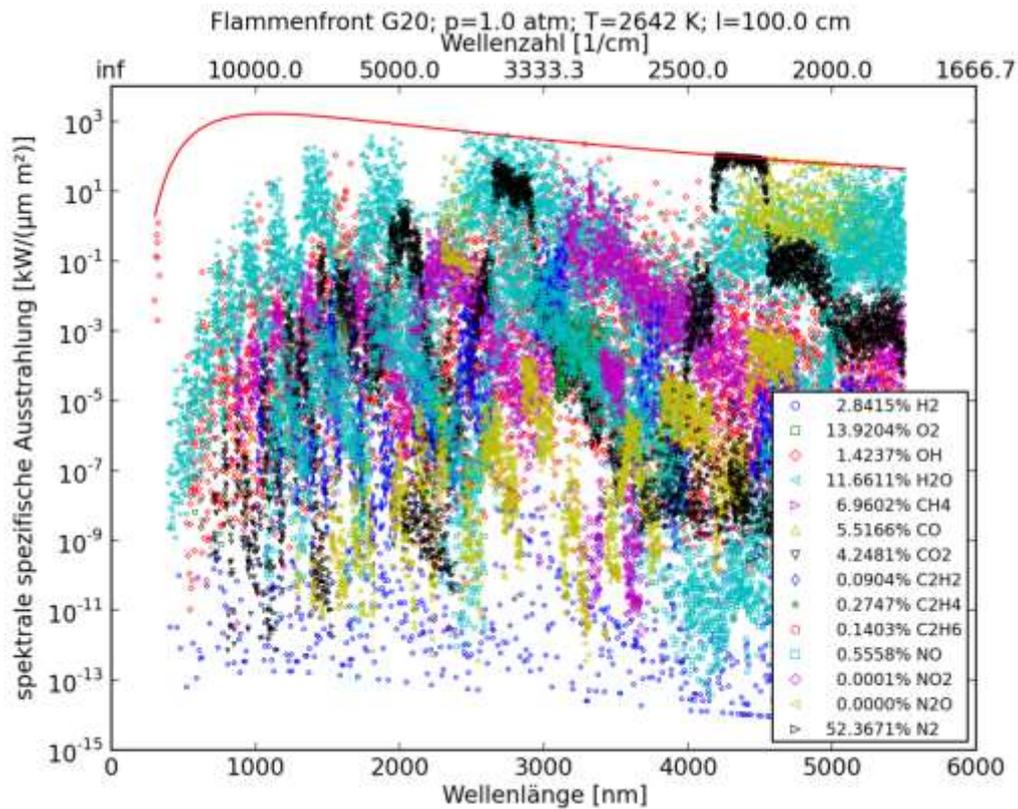
Am Beispiel des Modellgases G 20 können die beiden Spektren verglichen werden (**Abbildung 3.30 und 3.31**).

Zum Vergleich der Strahlungsspektren bei unterschiedlichen Brenngasen wurden die Spektren der Flammenfront und des Abgases der einzelnen Brenngase jeweils verglichen. Bildlich wurde das Ergebnis in **Abbildung 3.32** dargestellt und in **Tabelle 3.3** die Unterschiede nach Integration über die Wellenlänge nochmals gegenübergestellt. Dabei dient das Modellgas G 20 als Ausgangspunkt und die Differenz der Spektren der anderen Gase im Vergleich zu G 20 wird berechnet bzw. dargestellt.

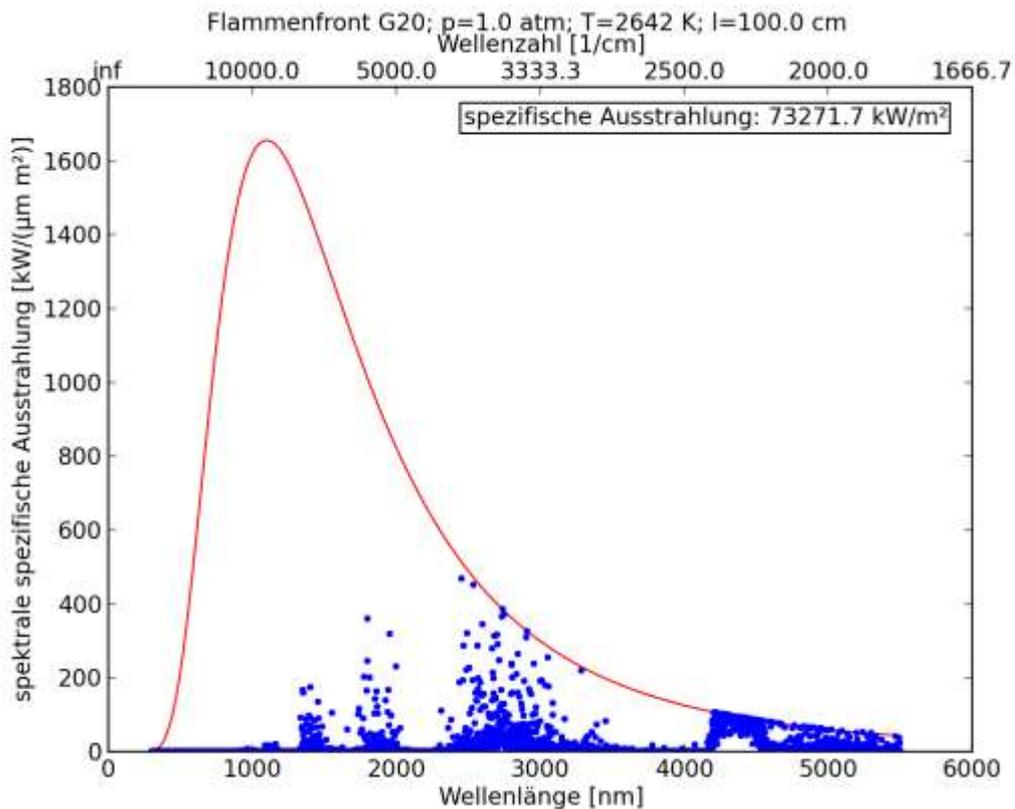
Tabelle 3.3: Spezifische Ausstrahlung der Flamme des Modellgases G 20 und Vergleich mit anderen Modellgasen

		Spezifische Ausstrahlung (300 bis 5.500 nm) in kW/m ²			
	Temperatur in °C	G 20	G 25 – G 20	Russland-H – G 20	Nordsee-H – G 20
Flammen- front	2.369	73.271,72	- 178,57	- 55,78	- 115,99
Abgas	1.425	46.200,49	- 318,11	- 54,37	315,50

Die Unterschiede in der „Gesamtstrahlung“ (genauer: der spezifischen Ausstrahlung) liegen im Bereich von 1 bis 2,5 %, da sich bis auf eine Ausnahme (Nordsee-Erdgas H) die Unterschiede sogar noch partiell aufheben (pos. und neg. Differenzen bei unterschiedlichen Wellenlängenbereichen).

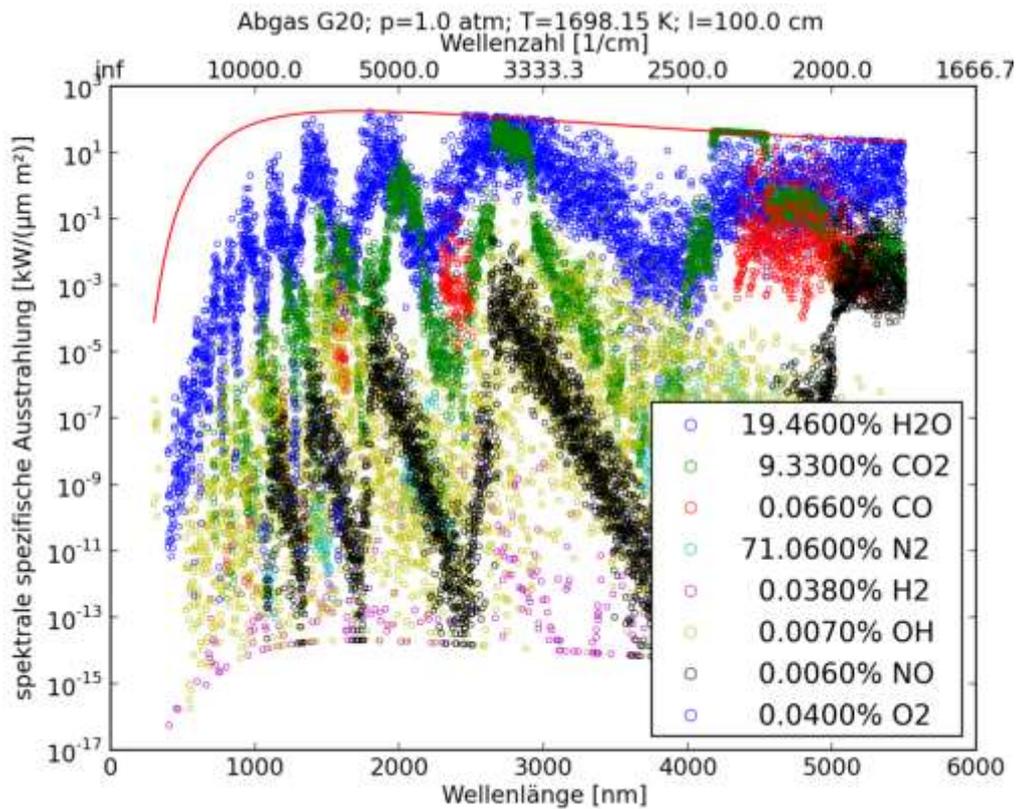


a)

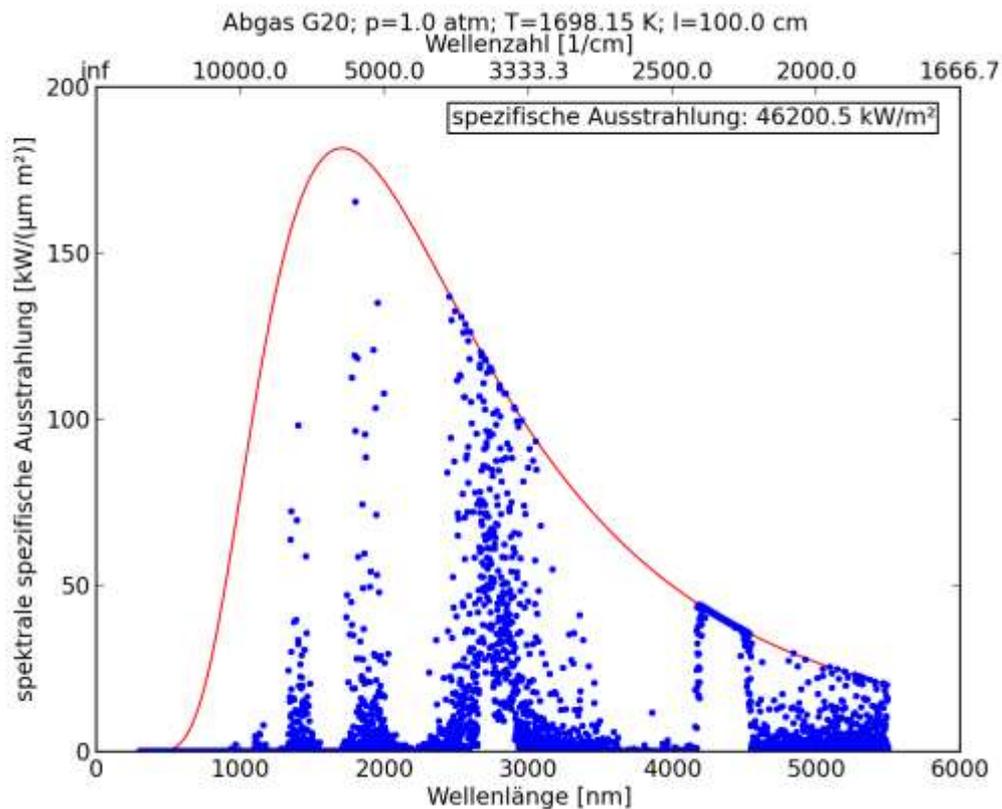


b)

Abbildung 3.30: a): Anteil der einzelnen Reaktionspartner im Bereich der Flammenfront beim Modellgas G 20 an der thermischen Gasstrahlung bei 2.462 K und 1 bar und einer Schichtdicke von 1 m (logarithmische Achse zur besseren Darstellung) sowie in b) als Gesamtstrahlung aller Partner mit linearer Achse. Schwarzer Strahler (rote Linie) als Hüllkurve, (Quelle: HVG)



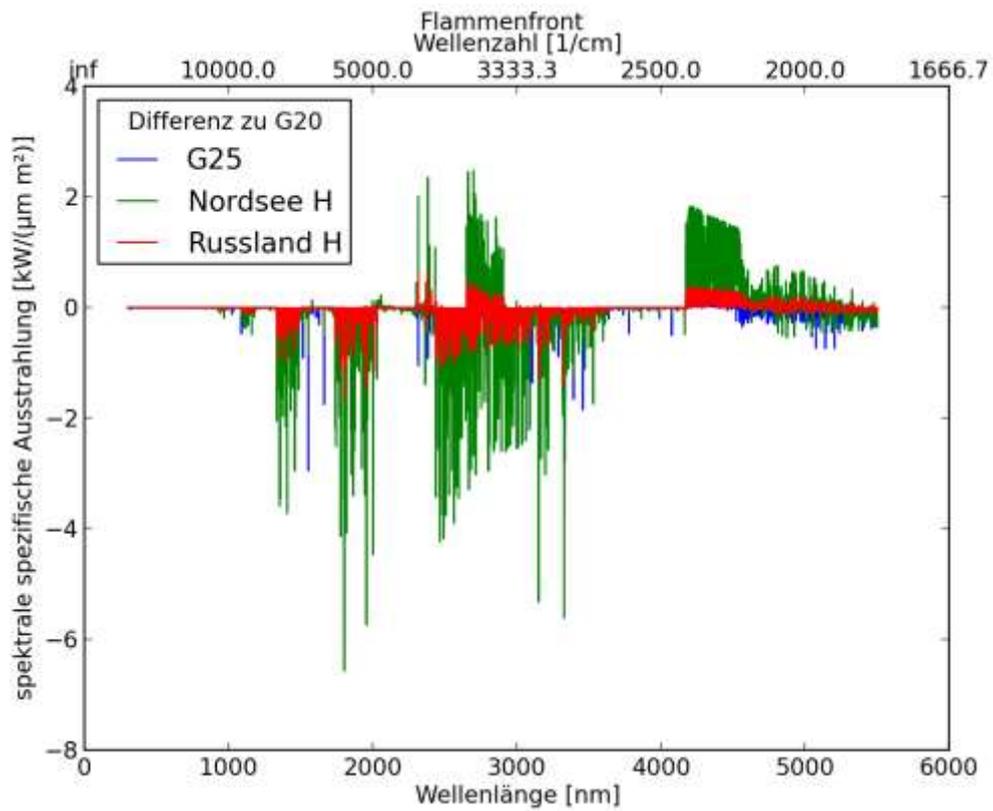
a)



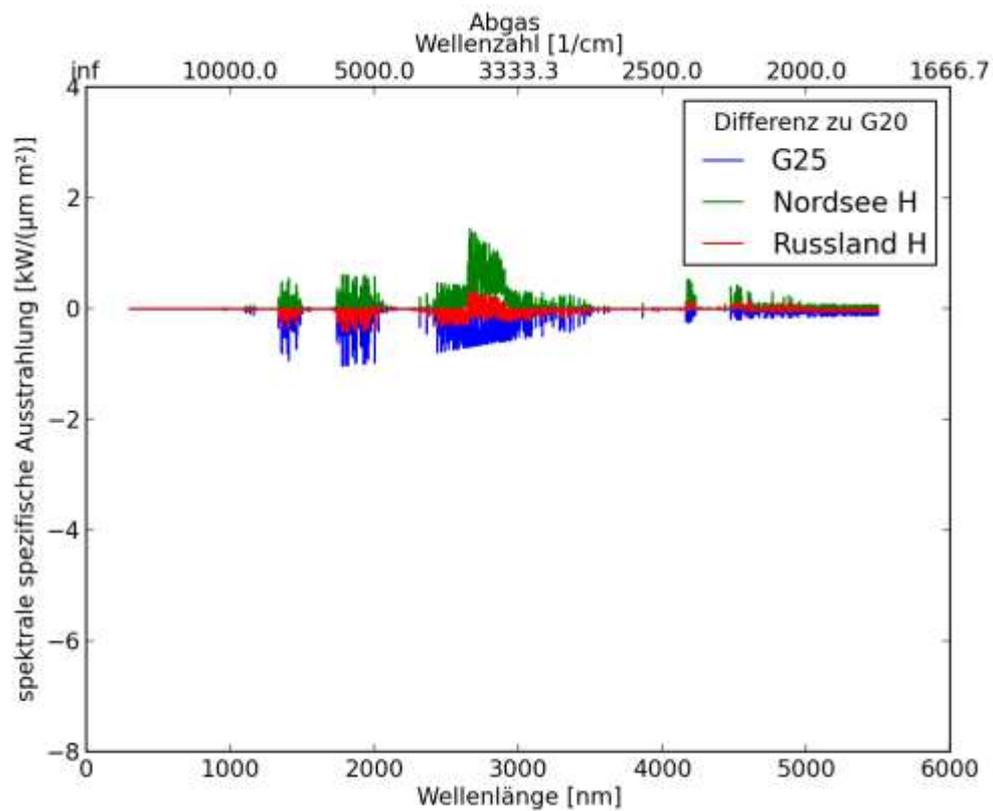
b)

Abbildung 3.31: a): Anteil der einzelnen Reaktionspartner im heißen Abgas beim Modellgas G 20 an der thermischen Gasstrahlung bei 1.698,15 K und 1 bar und einer Schichtdicke von 1 m (logarithmische Achse zur besseren Darstellung) sowie in b) als Gesamtstrahlung aller Partner mit linearer Achse. Schwarzer Strahler (rote Linie) als Hüllkurve, (Quelle:

HVG)



a)



b)

Abbildung 3.32: Unterschiede in der Temperaturstrahlung der untersuchten Brenngase zum Modellgas G 20. a): Flammenfront; b) im Abgas, (Quelle: HVG)

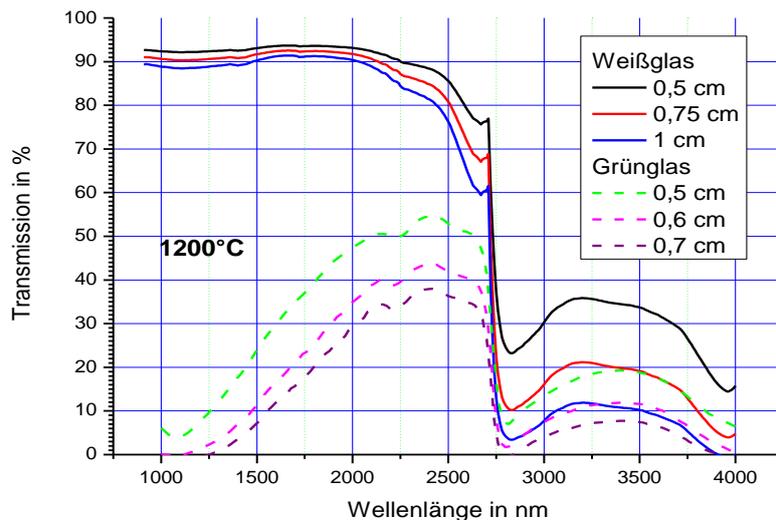


Abbildung 3.33: Absorptionsspektrum von Glasschmelzen bei 1.200 °C für Weiß- und Grünglas bei unterschiedlichen Schichtdicken (Quelle: HVG)

Vergleicht man die Emissionsspektren der Flamme und des Abgases mit dem Transmissionsverhalten der Glasschmelze, fällt auf, dass es Wellenlängenbereiche gibt, in denen die Emission einer Flamme mit Nordsee-Gas H geringer ist als bei einer Flamme mit Russland-Gas H (etwa zw. 2.250 und 2.750 nm). Dies ist ein Wellenlängenbereich, der wichtig ist für den Energieeintrag aus dem Verbrennungsraum in die Glasschmelze. Bei Wellenlängen über 2.750 nm absorbiert die Glasschmelze den Großteil der Flammen- und Abgasstrahlung, während zwischen 2.300 und 2.750 nm je nach Glasfarbe nur ein mehr oder weniger großer Anteil der angebotenen Strahlung von der Schmelze aufgenommen wird.

In diesem Bericht wird an mehreren Stellen ein Szenario beschrieben, welches den Wechsel von Russland-Gas H auf Nordsee-Gas H ohne Kompensation der Verbrennungseinstellungen (da der Wechsel nicht erkannt oder messtechnisch erfasst wurde) und die Auswirkungen auf den Glasherstellungsprozess betrachtet. Bei genauerer Betrachtung der Spektrendifferenzen in **Abbildung 3.32** und des Absorptionsverhaltens (Transmissionsverhaltens) der Glasschmelze wird klar, dass die Strahlungseigenschaften der Flamme und des Abgases auch einen Beitrag dazu leisten, dass der Wärmeeintrag in die Glasschmelze sich verschlechtert. Die Emissionsstrahlung der Flamme nimmt beim Wechsel von Russland-Gas H auf Nordsee-Gas H in den Wellenlängenbereichen ab, in denen die Glasschmelze teilweise absorbiert. Gleichzeitig wird, wie an anderer Stelle in diesem Bericht dargestellt, die Flamme länger, die Temperaturschwerpunkte verschieben sich und die Wärme wird am Ende der Flamme bzw. im Kammerkopf des Regenerators freigesetzt. Auch hier trägt die erhöhte Strahlung der Abgase des Nordsee-Gases H im Vergleich zum Russland-Gas H dazu bei, dass die Verlängerung der Flammenlänge und die Energiefreisetzung bzw. -übertragung an unerwünschter Stelle im Aggregat noch verstärkt wird.

3.3 AS 3: Erfassung von Daten an realen Anlagen

3.3.1 AS 3.1: Erfassung der Gasbeschaffenheitsschwankungen an verschiedenen Glasindustriestandorten mit Hilfe unterschiedlicher Messsysteme mit zeitweise vergleichenden Messungen der unterschiedlichen Methoden

Im Rahmen des Projektes wurden die am GWI untersuchten Messgeräte zur Erfassung der Gasbeschaffenheit an verschiedenen Glasstandorten deutschlandweit installiert. Weiterhin konnte auf die Daten von schon installierten Geräten zurückgegriffen werden. Somit lagen zum Ende des Projektes Messdaten von lokalen Gasbeschaffenheiten an 13 Standorten und von 15 verschiedenen Geräten vor. Die damit erzielte Abdeckung ist in Form der Postleitzahlgebiete in **Abbildung 3.34** dargestellt. Dabei wurden Daten sowohl aus L- als auch aus H-Gas-Gebieten erfasst (9 Standorte liegen im H-Gas-Gebiet und 3 Standorte im L-Gas-Gebiet, ein Standort wurde von L- auf H-Gas umgestellt).

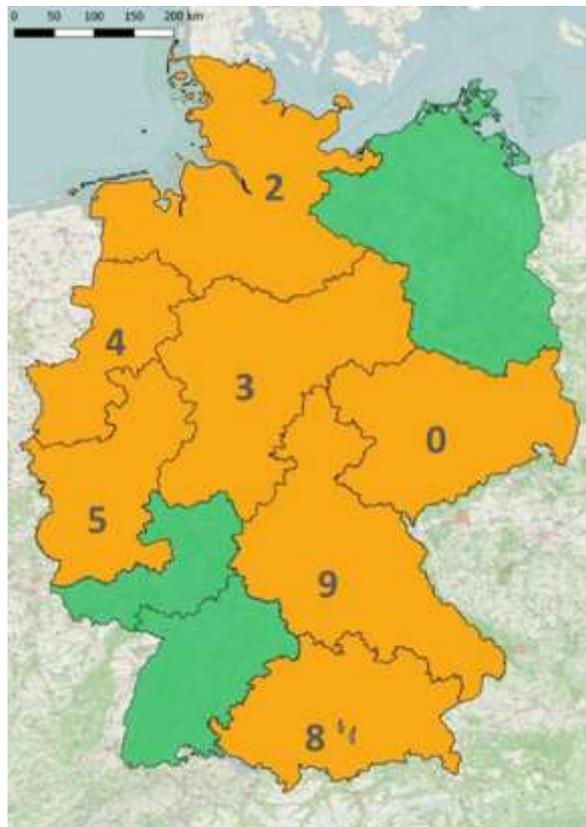


Abbildung 3.34 Darstellung der Postleitzahlgebiete, in denen Gasbeschaffenheitsdaten erfasst wurden (Quelle: GWI)

In **Tabelle 3.4** sind die verschiedenen Geräte den entsprechenden Postleitzahlgebieten zugeordnet.

In **Abbildung 3.35** sind die mit den Messgeräten erfassten Schwankungen der Gasbeschaffenheitskennwerte für die H-Gas-Gebiete dargestellt, wobei der gesetzliche Rahmen der G260 des DVGW als Orientierung mit angegeben ist. Die farbliche Kodierung der einzelnen Stand-

orte und die teilweise Überlappung der Werte macht eine genauere Zuordnung der Messwerte zu den Standorten schwierig. Deshalb sind im Anhang, Teil A1, die Messdaten für jeden Einsatzort getrennt dargestellt.

Tabelle 3.4: Installierte und vorhandene Messgeräte und -prinzipien je Postleitzahlgebiet (Quelle: GWI)

Anz.	Standort	Messgerät/-prinzip	Bemerkung
1	PLZ 3	Kalorimeter	Gerät war vorhanden
2	PLZ 9	Kalorimeter	Gerät war vorhanden
3	PLZ 3	Korrelatives Messgerät	Gerät wurde im Rahmen des Projektes installiert
4	PLZ 4	Gaschromatograph	Gerät war vorhanden
5	PLZ 4	Kalorimetrisches Messgerät	Gerät wurde im Rahmen des Projektes installiert
6	PLZ 5	Gaschromatograph	Gerät war vorhanden
7	PLZ 0	Gaschromatograph	Gerät war vorhanden
8	PLZ 3	Korrelatives Messgerät	Gerät wurde im Rahmen des Projektes installiert
9	PLZ 0	Kalorimeter	Gerät war vorhanden
10	PLZ 8	Ramanspektroskop	Gerät wurde im Rahmen des Projektes installiert
11	PLZ 4	Gaschromatograph	Gerät war vorhanden
12	PLZ 2	Gaschromatograph	Gerät wurde im Rahmen des Projektes installiert
13	PLZ 4	Kalorimetrisches Messgerät	Gerät wurde im Rahmen des Projektes installiert
14	PLZ 0	Korrelatives Messgerät	Gerät wurde im Rahmen des Projektes installiert
15	PLZ 9	Korrelatives Messgerät	Gerät wurde installiert

Abbildung 3.36 enthält als Zusatzinformation im Vergleich zu **Abbildung 3.35** die Häufigkeitsverteilung des Wobbe-Index und des Brennwertes für die einzelnen Standorte jeweils bezogen auf die Anzahl der Stundenmittelwerte am Messort. Beim Wobbe-Index ist zu erkennen, dass an den untersuchten Standorten in Deutschland vier typische Häufigkeitsverteilungen zu erkennen sind (links – mittig – rechts und eine breitere Verteilung in der linken Hälfte bis in die Mitte). Auch bei der Häufigkeitsverteilung des Brennwertes ist eine grundlegende trimodale Verteilung erkennbar. Würde man die Häufigkeitsverteilung auf die Gesamtheit der Messdaten anwenden, dann ergeben sich die Verteilungen in **Abbildung 3.37**, die die Information über den multimodalen Charakter der Ergebnisse nicht so deutlich erkennen lassen.

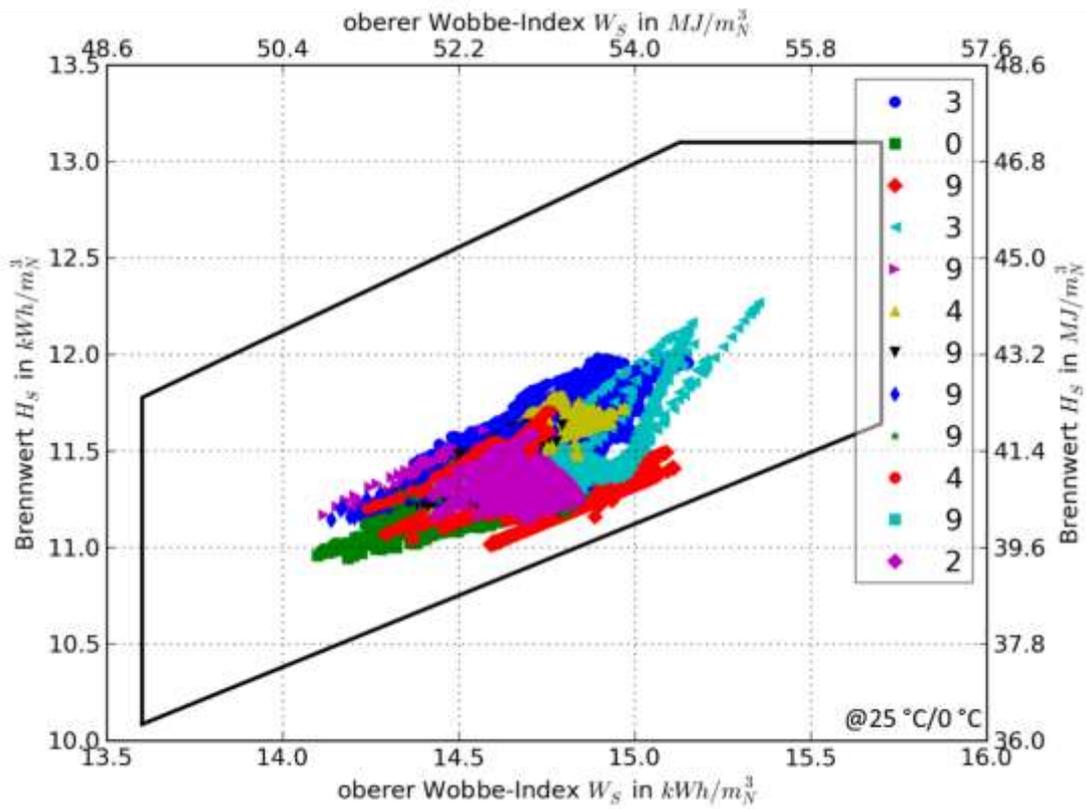


Abbildung 3.35: Brennwert und Wobbe-Index der untersuchten Standorte im H-Gas-Gebiet (Basis: Stundenmittelwerte) (Quelle: HVG)

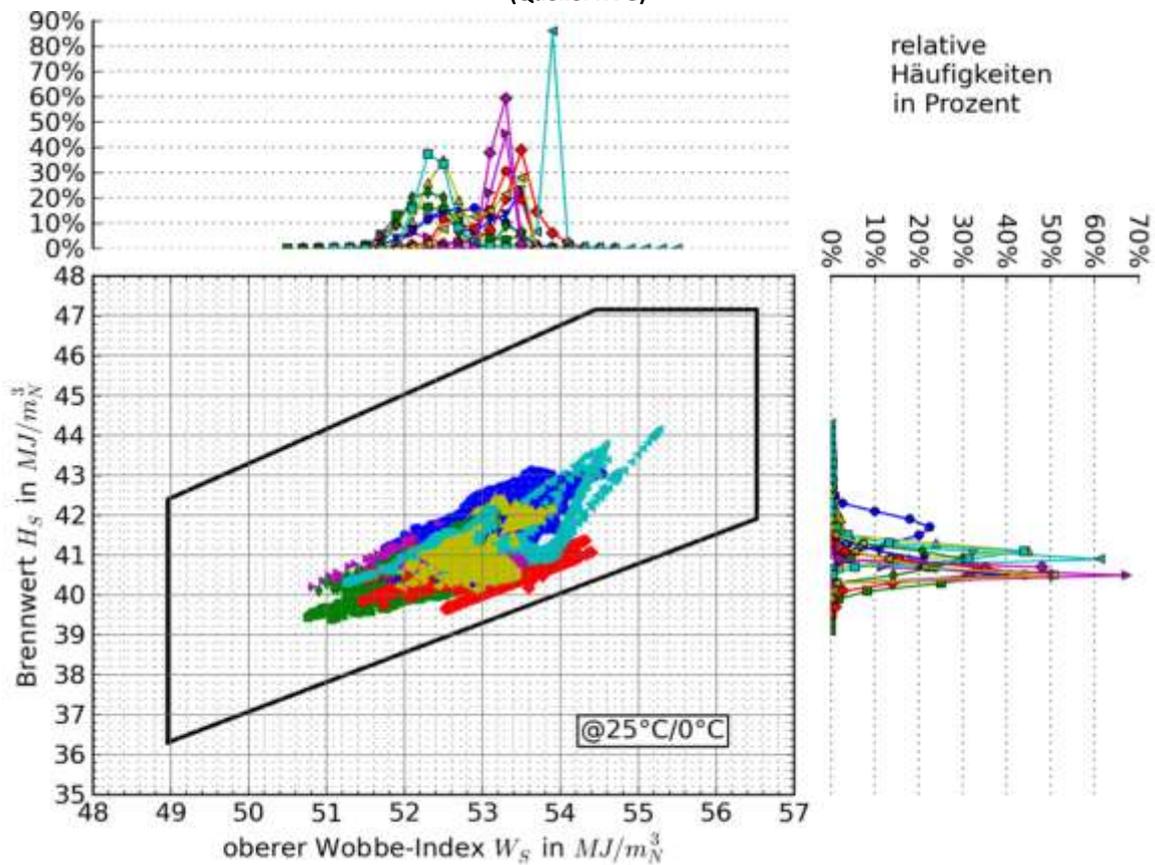


Abbildung 3.36: Brennwert und Wobbe-Index der untersuchten Standorte im H-Gas-Gebiet mit Häufigkeitsverteilungen des Brennwertes und des Wobbe-Index. Bezug der Häufigkeiten auf die Anzahl der Stundenmittelwerte je Standort, (Quelle: HVG)

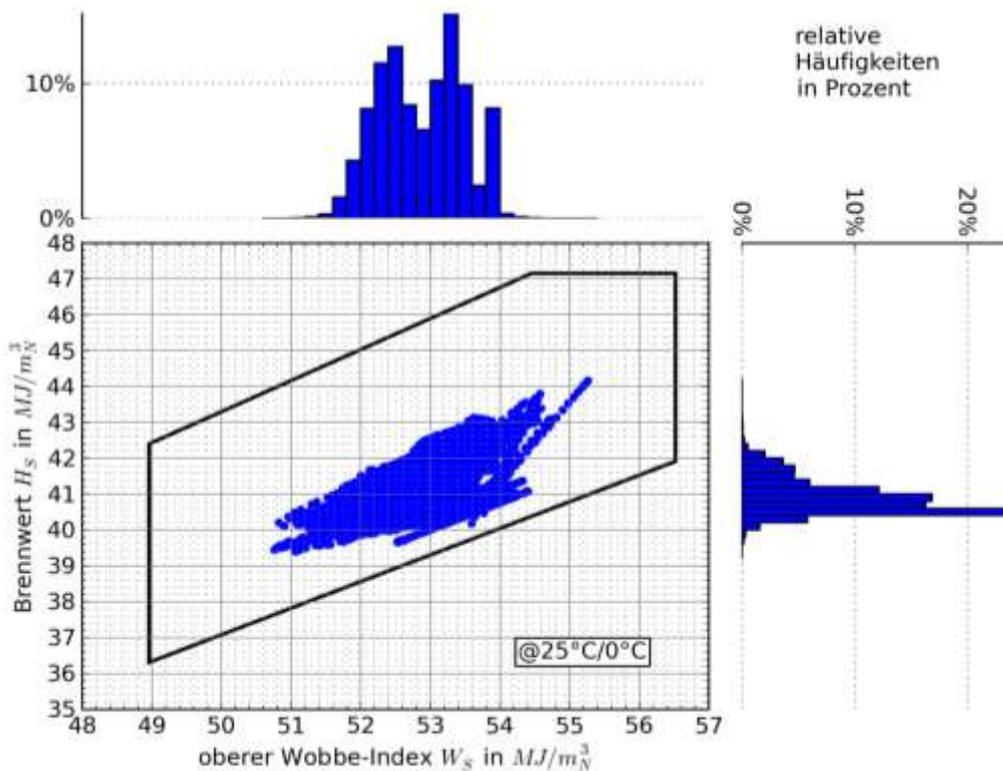
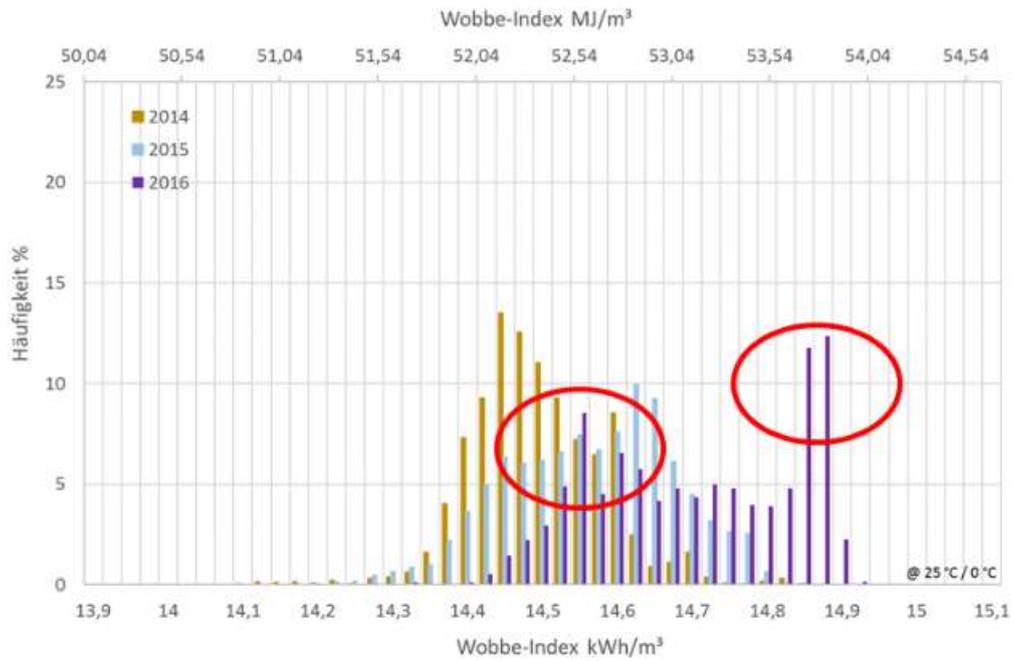


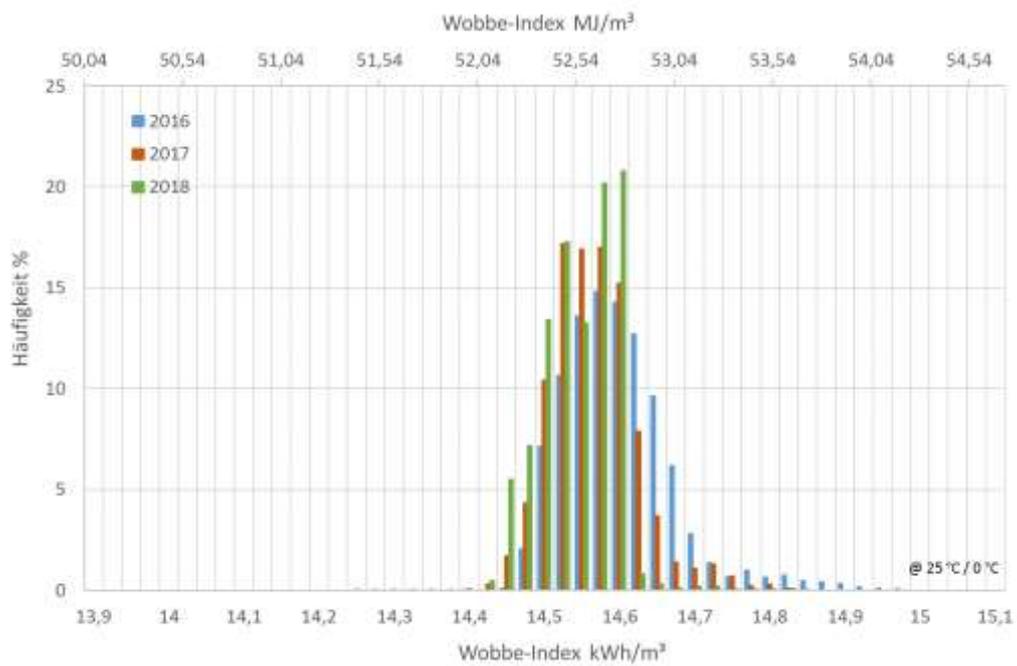
Abbildung 3.37: Häufigkeitsverteilung des Wobbe-Index und des Brennwertes bezogen auf die Gesamtzahl der Stundenmittelwerte für alle untersuchten Messorte im H-Gas-Gebiet (Quelle: HVG)

Die Bilder in **Abbildung 3.38** zeigen, dass keine generellen Aussagen über die zeitliche Entwicklung der Schwankungen gemacht werden können. Am Standort im PLZ-Gebiet 4 sind innerhalb von 3 Jahren deutlich unterschiedliche Verteilungen für den Wobbe-Index für die einzelnen Jahre zu erkennen, während am Standort im PLZ-Gebiet 0 über die erfassten drei Jahre doch sehr ähnliche Verteilungen des Wobbe-Index erhalten wurden. Grundsätzlich kann aus dem bisherigen Verlauf der Gasbeschaffenheitsschwankungen aber nicht auf das zukünftige Verhalten an einem Standort geschlossen werden.

Abbildung 3.39 zeigt im Vergleich zu **Abbildung 3.38** die Häufigkeitsverteilungen des Brennwertes an denselben Standorten über den selben Zeitraum. Auch beim Brennwert sind am Standort im PLZ-Gebiet 0 leichte Unterschiede in den Häufigkeitsverteilungen der 3 Jahre zu erkennen, die Verteilungskurven liegen aber deutlich näher zusammen bzw. deutlich mehr übereinander als dies beim Wobbe-Index der Fall war. Dies macht noch einmal klar, dass Wobbe-Index und Brenn- bzw. Heizwert in vielen Fällen ein leicht bis deutlich unterschiedliches Verhalten zeigen können und in vielen Standorten und Fällen auch gezeigt haben. Man kann also aus der Analyse des lokalen Wobbe-Index nicht auf Heiz- oder Brennwert schließen, oder umgekehrt.

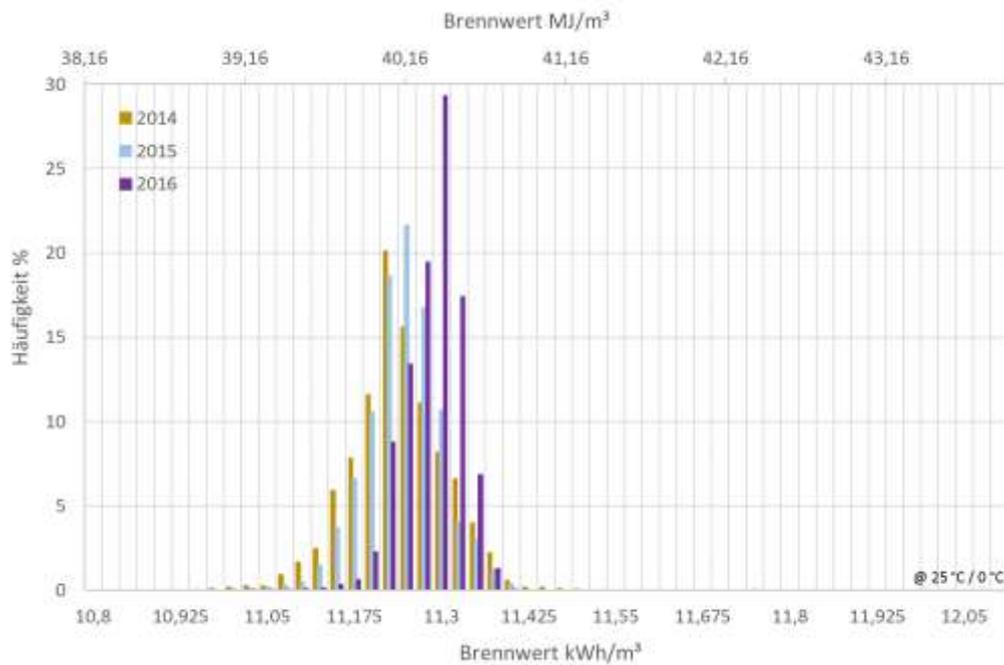


a) PLZ 0

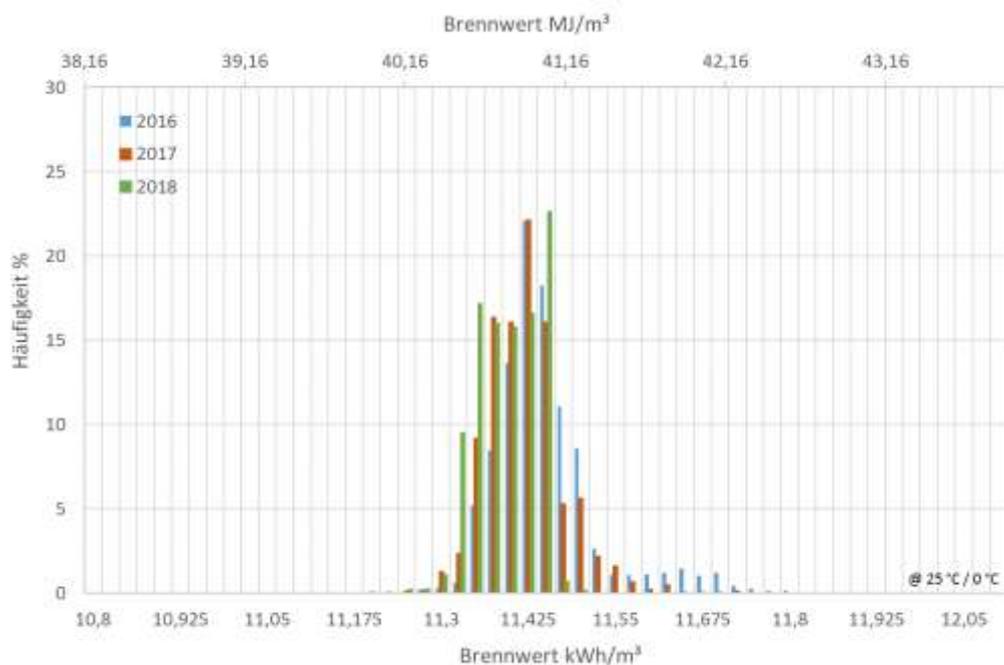


b) PLZ 4

Abbildung 3.38: Häufigkeitsverteilung des Wobbe-Index an den Standorten PLZ 0 und PLZ 4 für verschiedene Jahre (Quelle: GWI)



a) PLZ 0



b) PLZ 4

Abbildung 3.39: Häufigkeitsverteilung des Brennwertes an den Standorten PLZ 0 und PLZ 4 für verschiedene Jahre (Quelle: GWI)

Neben den Schwankungsbreiten und -häufigkeiten sind zwei weitere wichtige Fragen:

- Wie schnell Änderungen der Gasbeschaffenheit vor sich gehen?
- Wie groß die Änderungen innerhalb eines Zeitintervalls sind?

Dass ein signifikanter Wechsel der lokalen Gasbeschaffenheit zur nächsten innerhalb von Minuten an einzelnen Standorten stattfinden kann, ist z. B. in **Abbildung 2.3** und **Abbildung 3.43** zu erkennen, bei denen die einzelnen Messwerte maximal 5 Minuten auseinanderliegen. In

Abbildung 3.44 liegen zwischen den zwei Zuständen der Gasbeschaffenheit ca. 30 Minuten. In **Abbildung 3.52** ist zu sehen, dass sich ein Gasbeschaffenheitswechsel auch über fast 10 Stunden ausdehnen kann. Um dazu genauere Aussagen machen zu können, wurden die Stundenmittelwerte an den einzelnen Standorten herangezogen. Tests zeigten zum einen, dass die Verdichtung der Information von Messzeiten von einigen Sekunden und Minuten auf Stundenmittelwerte den Informationsgehalt kaum beeinflussen und zum anderen konnten von einigen Standorten nur Stundenmittelwerte herangezogen werden. Somit erlaubt die Betrachtung der Stundenmittelwerte eine Auswertung, mit der alle Standorte gleich behandelt und erfasst werden können.

In **Abbildung 3.40** und **3.41** wurden die Differenz der Stundenmittelwerte von Wobbe-Index und Heizwert von einem Zeitintervall zum Nächsten ermittelt und die Häufigkeit für unterschiedlich große Änderungen berechnet. Um auch Häufigkeiten unter 1 % (entspricht immerhin bis zu 87 Änderungen pro Jahr) darstellen zu können, sind die Y-Achsen mit einer logarithmischen Skalierung versehen.

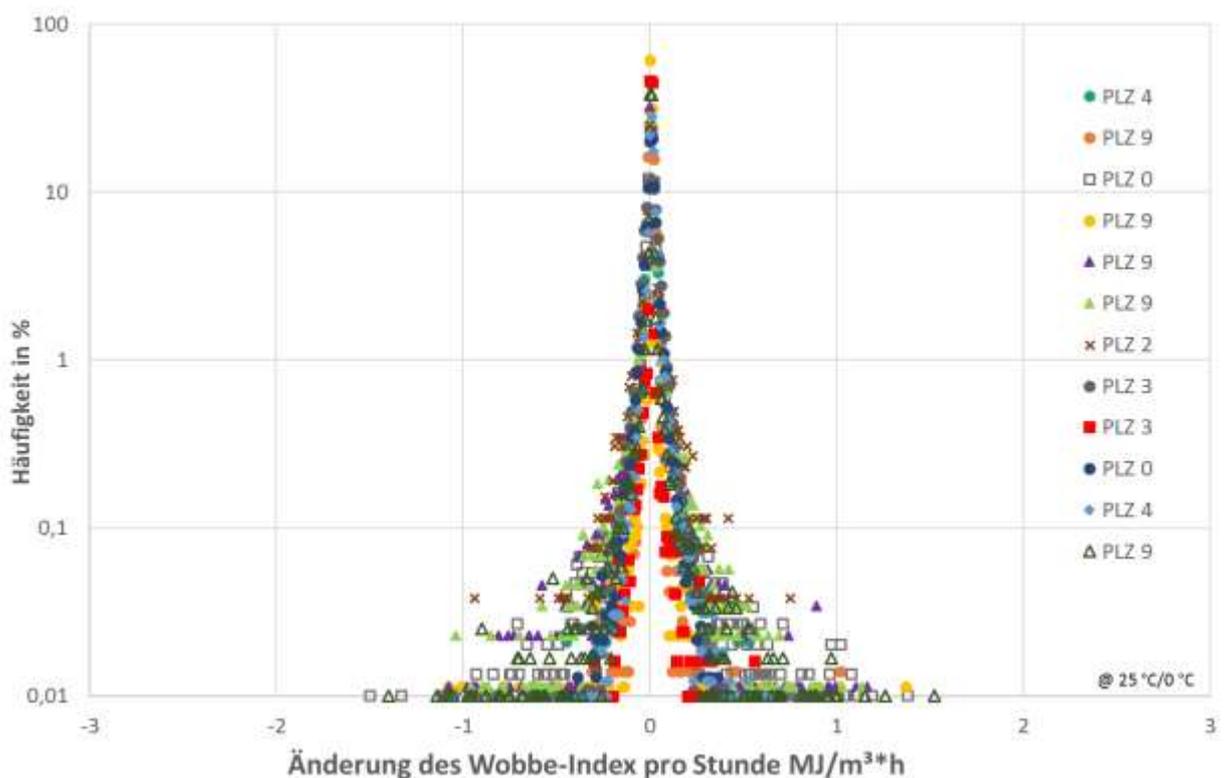


Abbildung 3.40: Änderungsrate des Wobbe-Index pro Stunde für die untersuchten Standorte (Quelle: GWI)

Generell kann man erkennen, dass die Wobbe-Indices oder Heizwerte von einem Zeitintervall zum Nächsten in den meisten Fällen sehr nahe bei einander liegen und sich kaum ändern. Allerdings gibt es auch größere Sprünge von Wobbe-Index und Brennwert, die jedoch mit einer Häufigkeit von unter 1 % auftreten. Aber genau diese großen Änderungen in kurzen Zeiträumen sind für Thermoprozessanlagen problematisch, wenn ihr Auftreten nicht erkannt wird.

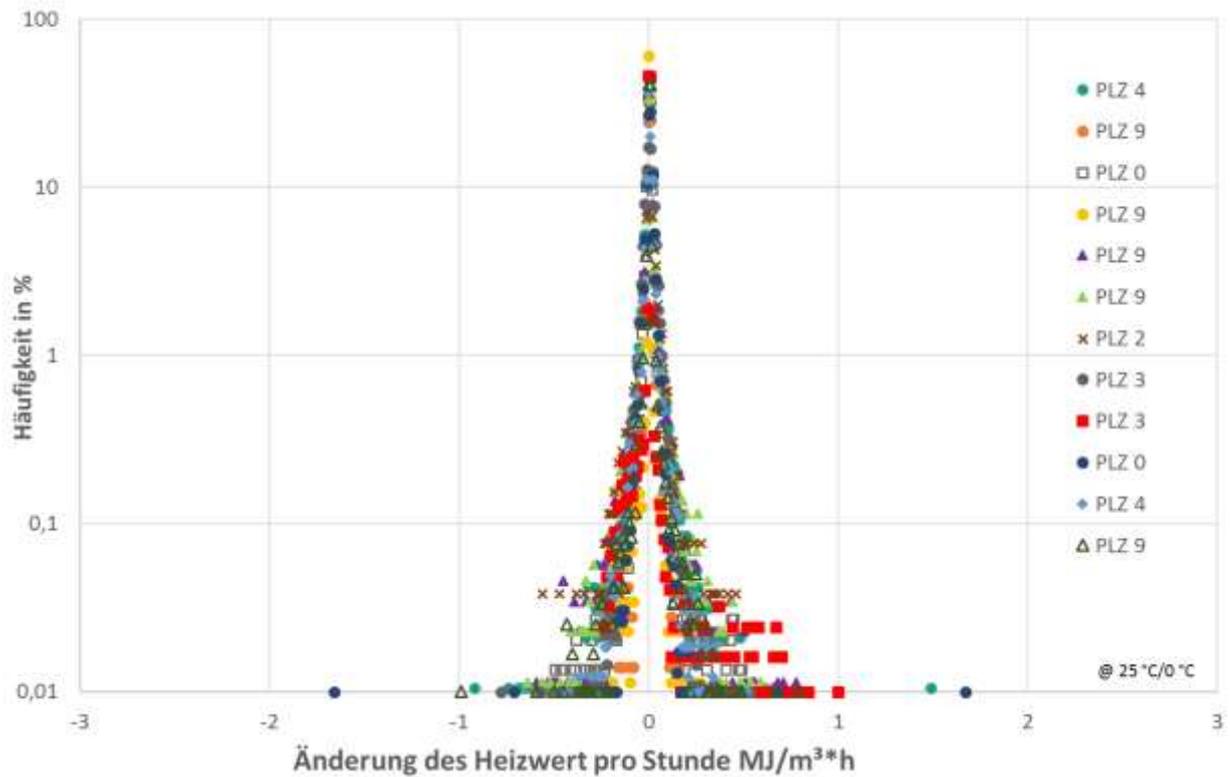
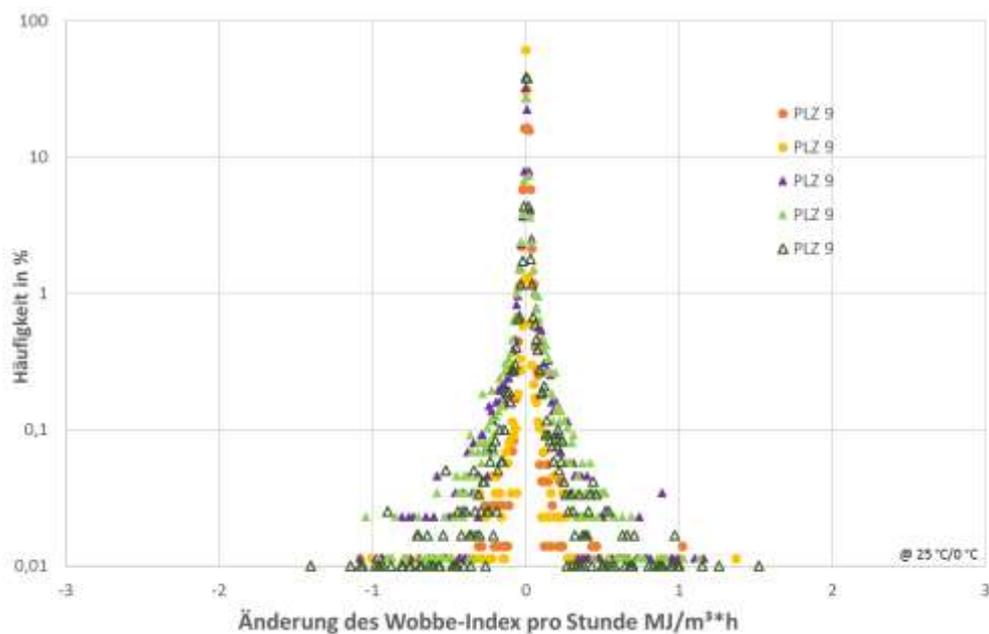
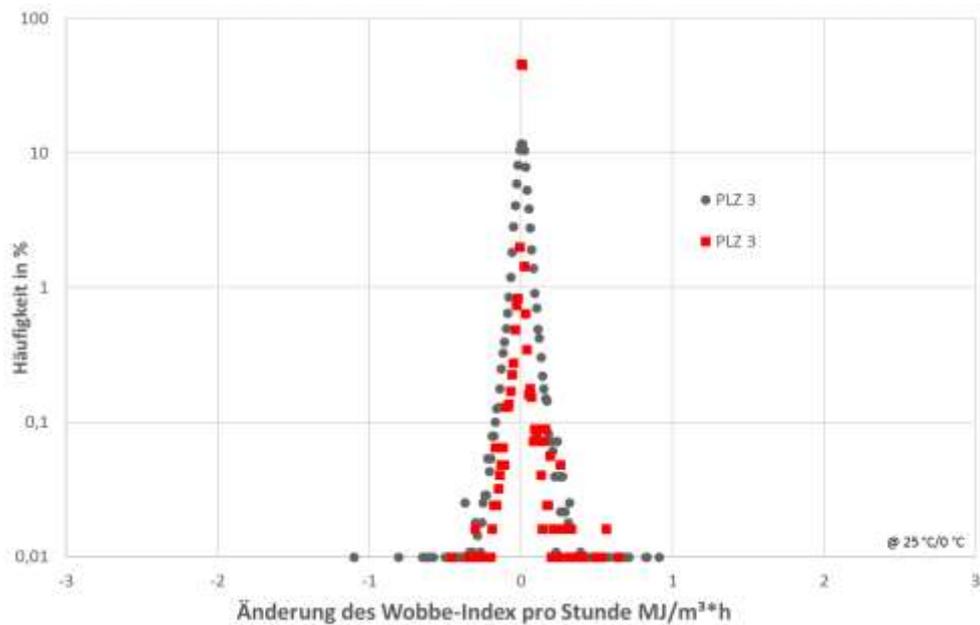


Bild 3.41: Änderungsrate des Heizwertes pro Stunde für die untersuchten Standorte (Quelle: GWI)

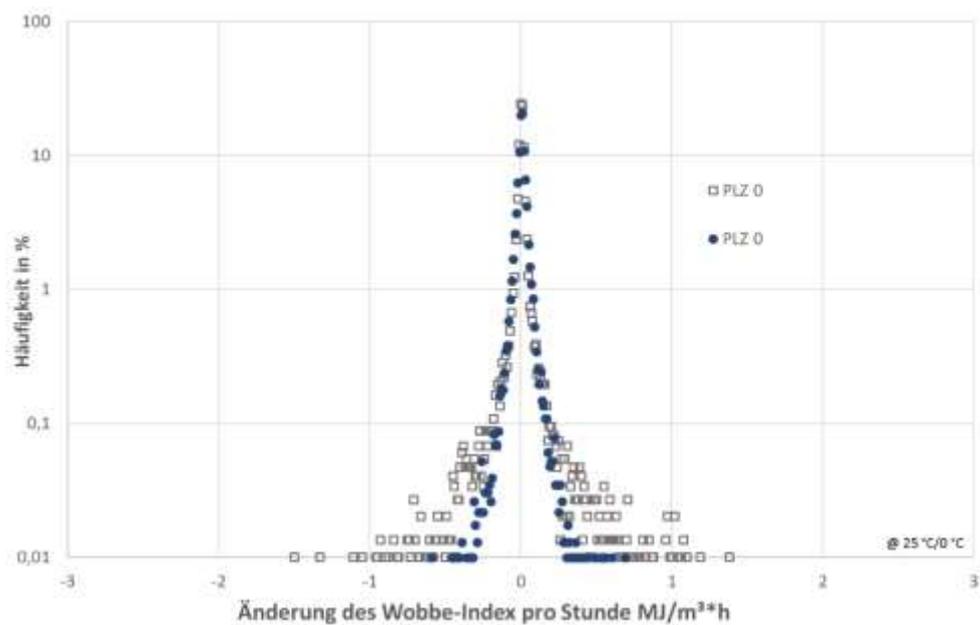
Abbildung 3.42 dokumentiert anhand der Einzeldarstellungen für die PLZ-Gebiete 0, 3 und 9, wie unterschiedlich das Verhalten innerhalb eines PLZ-Gebietes aber auch zwischen den einzelnen PLZ-Gebieten sein kann.



a) PLZ 9



a) PLZ 3



c) PLZ 0

Bild 3.42: Änderungsrate des Wobbe-Index pro Stunde für die Standorte im PLZ-Gebiet 9, 3 und 0 (Datenbasis umfasst nicht dieselben Zeiträume) (Quelle: GWI)

Die Forschungsstelle STG hat ebenfalls zahlreiche Gasbeschaffenheitsdaten aus der Industrie gesammelt, die jedoch aus Gründen der Vertraulichkeit nicht alle veröffentlicht werden dürfen. In **Abbildung 3.43** sind beispielhaft die während einer Schicht in einer Glashütte aufgezeichneten Werte dargestellt. Von der betrieblichen Leittechnik aufgezeichnete zeitliche Trends der Brennstoffzusammensetzung machen z. T. erhebliche und auch kurzzeitige sprung-

hafte Änderungen der Gaszusammensetzung sichtbar, die geeignet sind, kritische Anlagenzustände zu erzeugen, reduzierendes Feuer zu provozieren und schädlich für Energieverbrauch, Glasqualität und ggf. auch Emissionswerte sind.

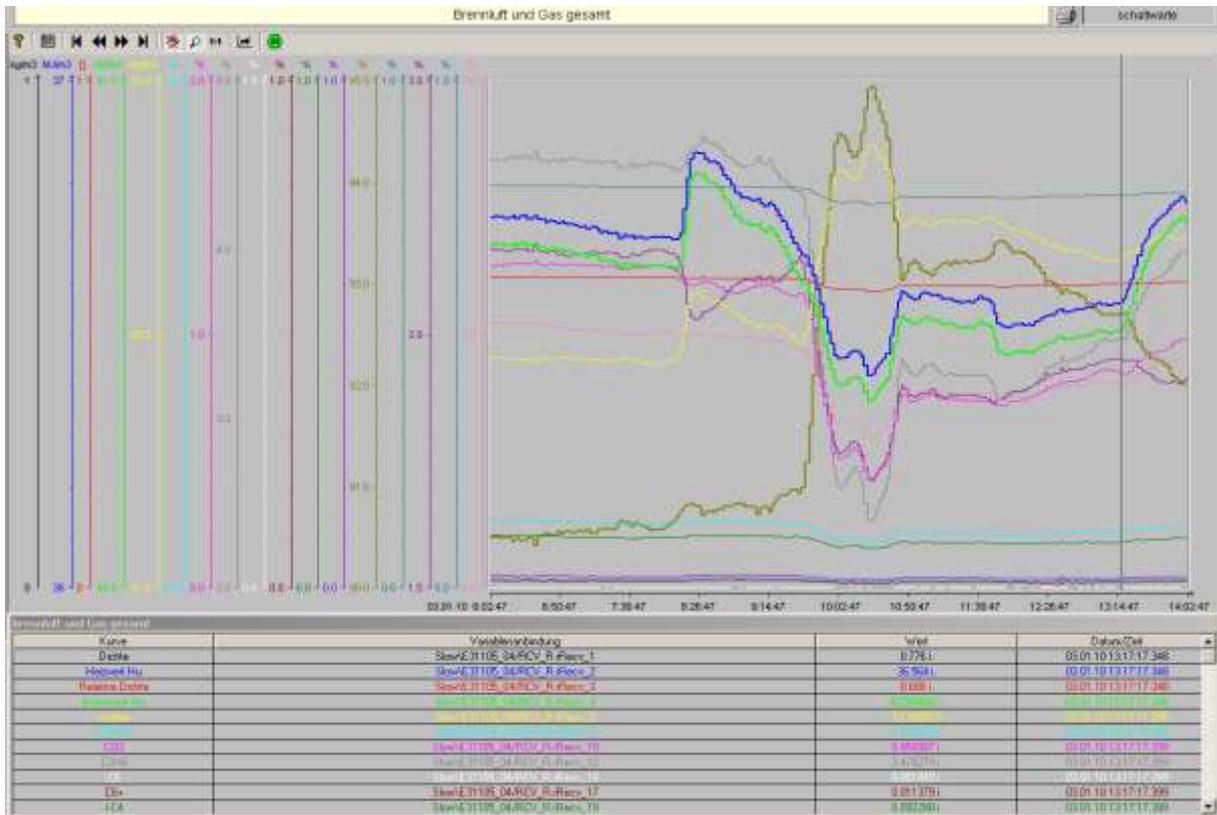


Abbildung 3.43: Aufgezeichnete Werte der Gaszusammensetzung und -beschaffenheit während einer Schicht (Quelle: STG)

3.3.2 AS 3.2: Archivierung relevanter Betriebsdaten (Leitwarte)

An einem Beispiel soll das Vorgehen bei der Auswertung der Betriebsdaten exemplarisch aufgezeigt werden. **Abbildung 3.44** zeigt den zeitlichen Verlauf von ausgewählten Brenngaseigenschaften, die von der entsprechenden Messeinheit vor Ort ermittelt wurden, und ausgeschauten Betriebsparametern. Der beobachtete Teilschritt ist der „Transport“ der Schmelze aus der Glasschmelzwanne zum Ort der Formgebung mit Hilfe des sogenannten Feederkanals. Zur thermischen Homogenisierung der Schmelze und ihrer gezielten Abkühlung werden viele kleine Brenner genutzt, die über der Schmelze von der Seite den Kanal vor allem den Außenbereich beheizen, um die Wandverluste auszugleichen. Diese Brenner sind Vormischbrenner, denen ein Gemisch aus Erdgas und Luft zugeführt wird. Die einzelnen Zonen des Feeders werden zum Teil mit unterschiedlichen Vormischverhältnissen von Erdgas und Luft gefahren.

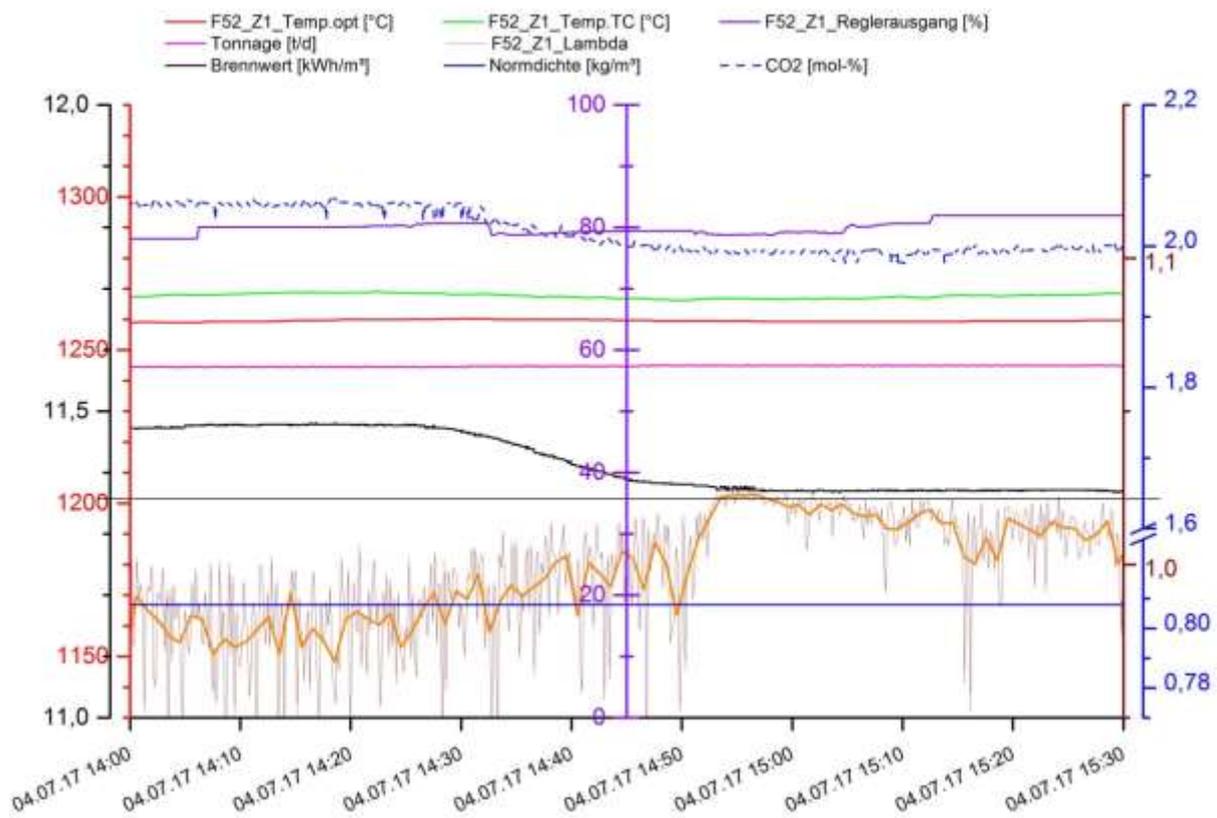


Abbildung 3.44: zeitlicher Verlauf von Brenngaseigenschaften und einigen ausgewählten Betriebsparametern (Quelle: HVG)

Ändern sich nun die Brenngaseigenschaften ohne Kenntnis des Anlagenbetreibers oder ist technisch eine Anpassung der Vormischung an die fluktuierenden Gaseigenschaften nicht ohne weiteres möglich, so ist das in **Abbildung 3.44** dokumentierte Verhalten in einer Feederzone zu beobachten.

Nimmt der Brennwert bzw. Heizwert (schwarze Kurve) eines Brenngases ab (in diesem Fall ca. 1 %) so ändert sich auch die Luftzahl des Vorgemisches. Die Luftzahl nimmt in diesem Fall zu und verschiebt sich aus dem leicht unterstöchiometrischen Bereich zur stöchiometrischen Verbrennung hin. Dies ist mit einem Anstieg der Temperaturen im Feeder verbunden. Die optische Temperaturmessung (orange-braune Kurve) im Feeder nimmt eine Erhöhung der Temperatur im Feeder um 40 K wahr (ca. 1.160°C vorher; auf ca. 1.200°C). Auch wenn die Schmelze nicht den vollen Temperaturanstieg mitbekommt, so führt die lokale zusätzliche Erwärmung zu thermischen Inhomogenitäten und damit auch bezüglich der Viskosität zu Unterschieden, die in der Formgebung zu Problemen bei der Ausformung und zu ungleichmäßigen Wanddicken führen.

An ausgewählten Standorten wurden neben der Messung der Gasbeschaffenheit unterschiedliche Betriebsparameter im gleichen Zeitraum erfasst oder aus den Archiven der Messwarten zusammengestellt. Der Umfang, der zur Verfügung gestellten Daten, war dabei aufgrund der unterschiedlichen vor Ort installierten Systeme an den verschiedenen Standorten sehr unterschiedlich.

Eine Frage des Projektes war, inwieweit sind mit diesen Betriebsdaten qualitative und quantitative Aussagen zu den Auswirkungen und Folgen von Gasbeschaffenheitsschwankungen belegbar. **Abbildung 3.45** zeigt den erwarteten Zusammenhang an einer Glasschmelzwanne zwischen dem Brennwert und dem spezifischen Gasverbrauch.

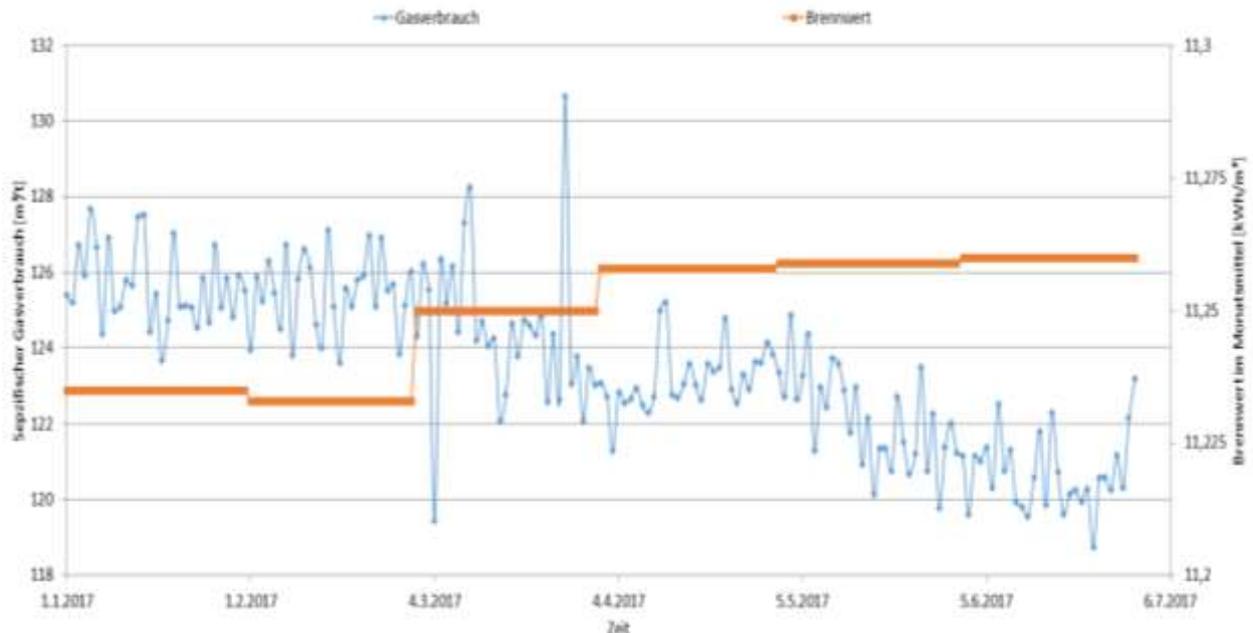


Abbildung 3.45: Betriebsdaten Fall 1: zeitlicher Verlauf des Brennwertes und Entwicklung des spezifischen Gasverbrauchs an einer Glasschmelzwanne mit konstanten Rahmen- und Randbedingungen, (Quelle: HVG)

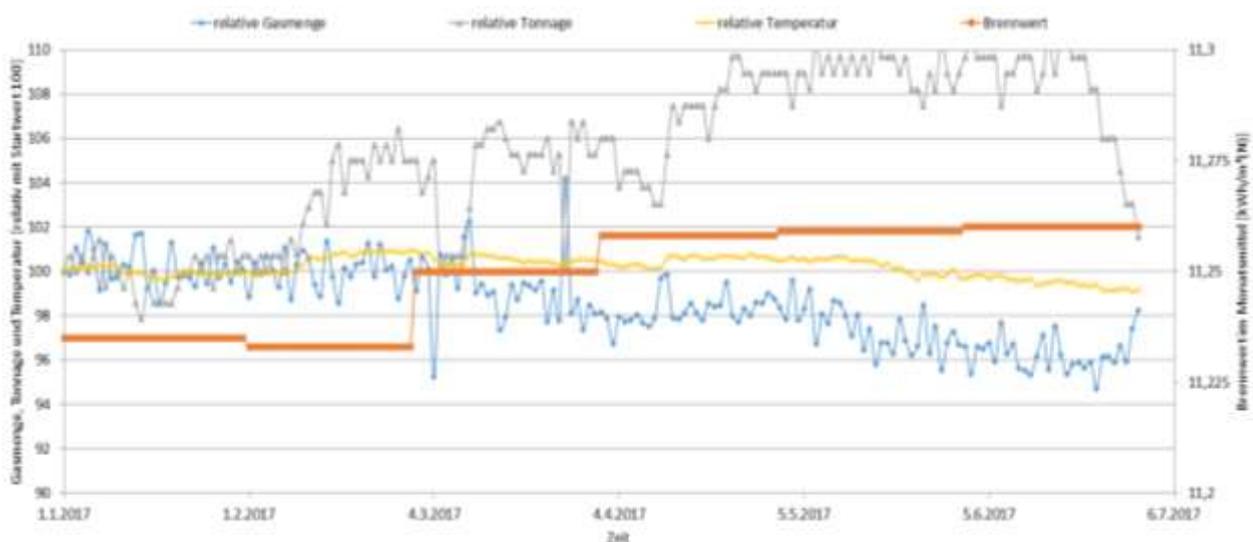


Abbildung 3.46: Betriebsdaten Fall 2: zeitlicher Verlauf des Brennwertes und Entwicklung des spezifischen Gasverbrauchs an einer Glasschmelzwanne bei zeitgleicher Änderung der Tonnage, (Quelle: HVG)

Als Reaktion auf steigende Temperaturen im Verbrennungsraum und im Produkt reagiert die „Regeleinheit“ Wannenföhrer durch entsprechende Zurücknahme der Brenngasmenge und passt so den Gasverbrauch an den steigenden Brennwert an, auch ohne den Grund für die Änderung zu kennen. Da die Rand- und Rahmenbedingungen in diesem Fallbeispiel, soweit

bekannt, konstant waren, zeigt das System und die „Regeleinheit“ Wannenführer das „erwartete“ Verhalten.

In **Abbildung 3.46** ist neben der Änderung des Brennwertes und des Gasverbrauches auch die Veränderung der Tonnage im Beobachtungszeitraum miterfasst. Prinzipiell ist wie im Fall 1 das gleiche Verhalten zu erkennen: Anstieg des Brennwertes und verringerter Gasverbrauch. Allerdings ist das in **Abbildung 3.47** skizzierte Verhalten von Thermoprozessanlagen bekannt: eine Änderung der Tonnage führt zu einem veränderten Gasverbrauch, auch wenn alle anderen Parameter konstant bleiben. Wird der Betriebspunkt der optimalen Tonnage verlassen, so steigt sowohl bei Tonnageerhöhung als auch bei -erniedrigung der spezifische Energieverbrauch an. Da der Betriebspunkt zum Starttermin bezüglich seiner Lage zum optimalen Betriebspunkt nicht bekannt war, kann die Tonnageerhöhung zur Minderung des Gasverbrauches beitragen oder sogar der Hauptgrund sein. Eine quantitative Trennung der beiden Effekte ist möglich, setzt aber voraus, dass das Betriebsverhalten der Wanne über einen längeren Zeitraum beobachtet und analysiert wird und dabei die übrigen Betriebsparameter konstant oder mindestens bekannt sein müssen. Ohne diese Vorarbeit ist eine Aussage zum Einfluss der Gasbeschaffenheit in Zahlen nicht zu erhalten.

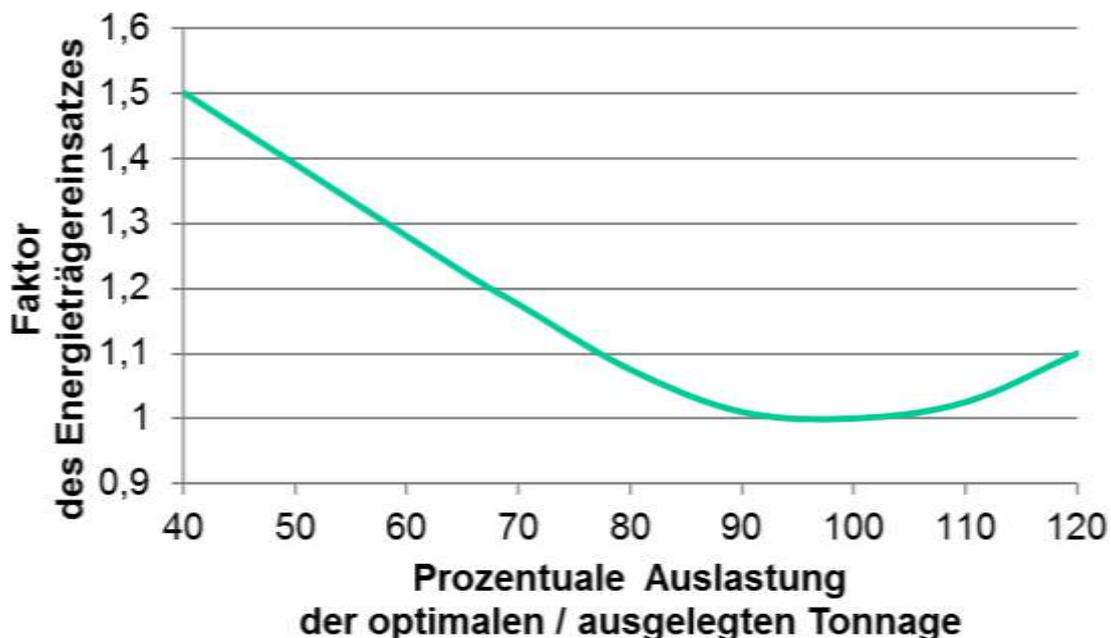


Abbildung 3.47: prinzipieller Zusammenhang zwischen Tonnage und spezifischem Energieverbrauch einer industriellen Glasschmelzanlage (Zahlen geben die Größenordnungen wieder und sind nur exemplarisch genannt), (Quelle: HVG)

Abbildung 3.48 zeigt den scheinbaren Fall, dass eine Erhöhung des Brennwertes mit einem erhöhten Gasbedarf einhergeht. Betrachtet man die anderen bekannten Betriebsdaten, vor allem die Tonnage, so erkennt man, dass die Änderung des Brennwertes zufällig zum Zeitpunkt einer massiven Änderung der Tonnage eintrat. Eine Absenkung der Tonnage um 35 % ist wie in **Abbildung 3.47** erkennbar mit einer Erhöhung des Energiebedarfes verbunden. So große Tonnagesprünge sind bei Glasschmelzwannen oft mit einem Farbwechsel verbunden, was

auch den geänderten Einsatz der Elektrozusatzheizung erklären würde. Mit solch einem Farbwechsel wird in der Regel eine leicht veränderte Glaschemie erschmolzen und der Scherbenanteil am Gesamtgemenge ändert sich. All diese parallel stattfindenden Eingriffe in die Betriebsparameter haben einen erkennbaren und bekannten Einfluss auf den Energieverbrauch, lassen sich aber quantitativ nicht ohne weiteres erfassen. Das im Fall 3 beobachtete Verhalten der Anlage geht also nicht auf die Änderung der Gasbeschaffenheit zurück, sondern ist das Ergebnis der Veränderung vieler Betriebsparameter zum selben Zeitpunkt. Da für eine quantitative Zerlegung der Effekte sehr viel anlagen- und prozessspezifisches Wissen offengelegt werden müsste, kann dies aus Gründen der Vertraulichkeit gegenüber den Teilnehmern des Forschungsprojektes nicht durchgeführt werden.

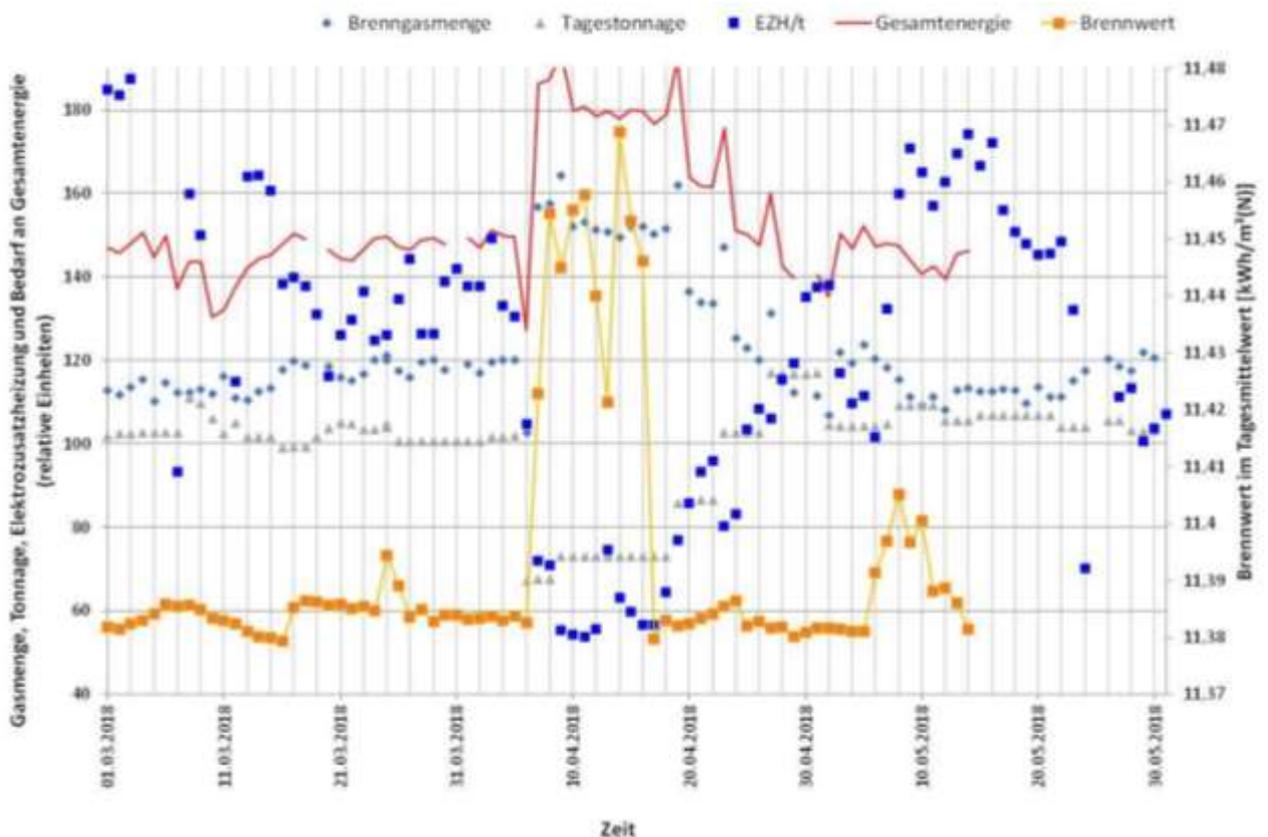


Abbildung 3.48: Betriebsdaten Fall 3: zeitlicher Verlauf des Brennwertes und Entwicklung des spezifischen Gasverbrauchs an einer Glasschmelzwanne bei zeitgleicher Änderung der Tonnage und weiterer Betriebsparameter, (Quelle: HVG)

Obwohl es also nicht so einfach möglich ist, konnten Glaswannenbetreiber nach Ausschluss anderer Ursachen, trotzdem in vielen Fällen die Probleme mit Qualitätsanforderungen an das Produkt oder die Prozessstabilität auf Gasbeschaffenheitsschwankungen zurückführen.

3.3.3 AS 3.3: Ergänzende messtechnische Untersuchung durch die Forschungsstellen

Während der Laufzeit des Forschungsvorhabens wurden an industriellen Glasschmelzwannen mehrere messtechnische Untersuchungen vorgenommen. Folgende Anlagen wurden in einer jeweils einwöchigen Messkampagne vor Ort untersucht und in ihrem Betriebsverhalten mit möglichst vielen erfassten Betriebsparametern beschrieben:

- U-Flammenwanne mit Erdgas H, Hohlglas
- U-Flammenwanne mit Erdgas H, Hohlglas
- U-Flammenwanne mit Erdgas L, Hohlglas
- Oxy-Fuel-Wanne zur Herstellung von Flachglas
- Feeder zur Herstellung von Hohlglas mit Erdgas H

Um die Vertraulichkeitszusagen gegenüber den Glaswannenbetreibern sicher zu stellen, sind die untersuchten Anlagen unter den Überbegriffen Hohl- und Flachglas eingeordnet. Hohlglas umfasst dabei sowohl Behälterglas als auch Flakonagen und Wirtschaftsglas. Flachglas umfasst ebenfalls mehrere Produktgruppen.

An den untersuchten Anlagen wurden in der Regel folgende Messungen von Seiten der HVG und des GWI vorgenommen:

- Messung der Medientemperatur mit Hilfe eines Absaugethermometers
 - Abziehendes Abgas nach Verlassen des Reaktionsraumes (z. B.: Abgas im Kammerkopf)
 - Einströmendes Oxidationsmittel vor Eintritt in den Reaktionsraum (z. B. vorgewärmte Luft im Kammerkopf)
 - Temperatur des Abgases beim Verlassen des Wärmetauschers (Kammerfuß)
 - Temperatur des Oxidators Luft beim Eintritt in den Wärmetauscher)
 - Verschiedene Positionen im Verbrennungsraum
- Messung der Abgastemperatur an der Rohgasmessstelle mit Hilfe eines geeigneten Thermoelements
- Messung der Medienzusammensetzung mit Hilfe physikalischer Messverfahren durch Extraktion und Gasaufbereitung (Trocknung, Partikelfreiheit) beim Verlassen oder Eintritt in den Verbrennungsraum, an verschiedenen Positionen im Verbrennungsraum und im Rohabgas
 - Sauerstoff
 - Stickstoffoxid
 - Schwefeldioxid
 - Kohlenmonoxid
 - Kohlendioxid
- Bestimmung der Staubmenge, der Staubinhaltsstoffe und der filtergängigen Stoffe im Rohabgas

- Bestimmung der Außenwandtemperaturen des Glasschmelzaggregates mit Hilfe Thermokameras und Pyrometern
- Abschätzung/Berechnung der Wärmeverluste durch Kühl- (Wasser, Luft) und Spülmedien (Luft) durch Erfassung der Eingangs- und Ausgangstemperatur sowie der Massenströme

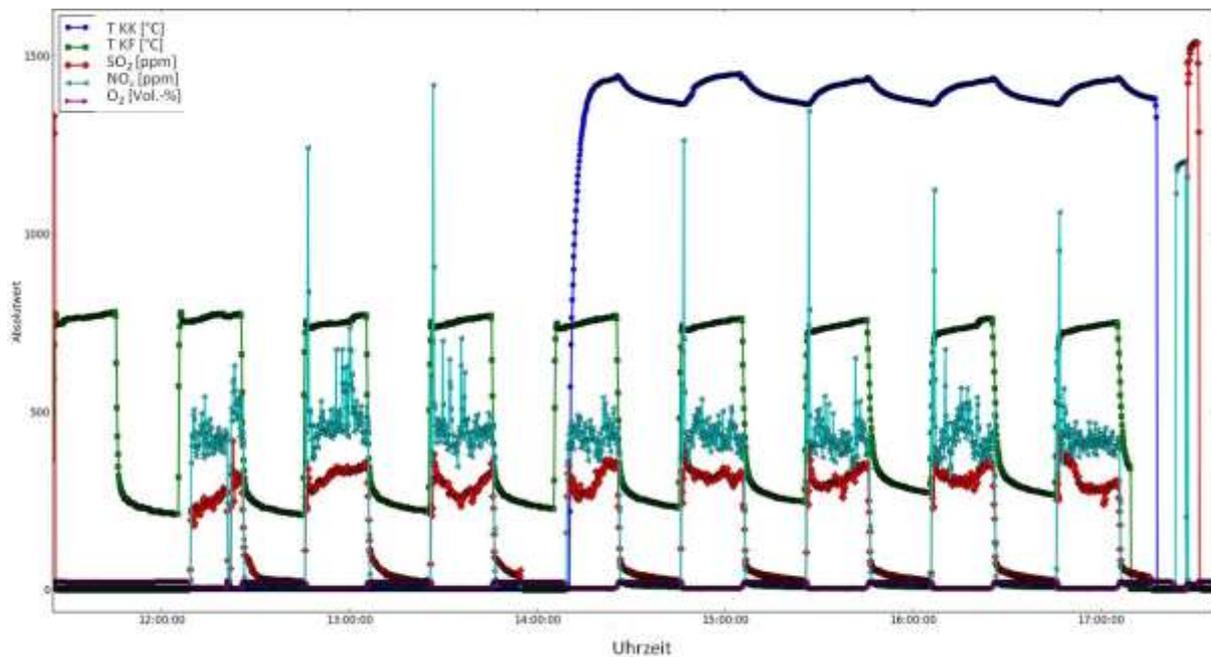


Abbildung 3.49: Beispiel für die Messung der Medientemperaturen im Kammerkopf und -fuß sowie der Abgaszusammensetzung (Quelle: HVG)

Mit Hilfe dieser Messungen (**Abbildung 3.49** veranschaulicht die Dynamik der Messungen am Beispiel einer Regenerativkammer) konnten die Randbedingungen für die Simulationsrechnung bestimmt, Wärmebilanzen (**Abbildung 3.50**) erstellt werden und für weitergehende Betrachtungen herangezogen werden.

Von Seiten des GWI wurden zeitgleich vor allem die in Kapitel 3.4.2 näher beschriebenen Messungen im Verbrennungsraum vorgenommen, um ergänzende Informationen für die Simulationen zu gewinnen.

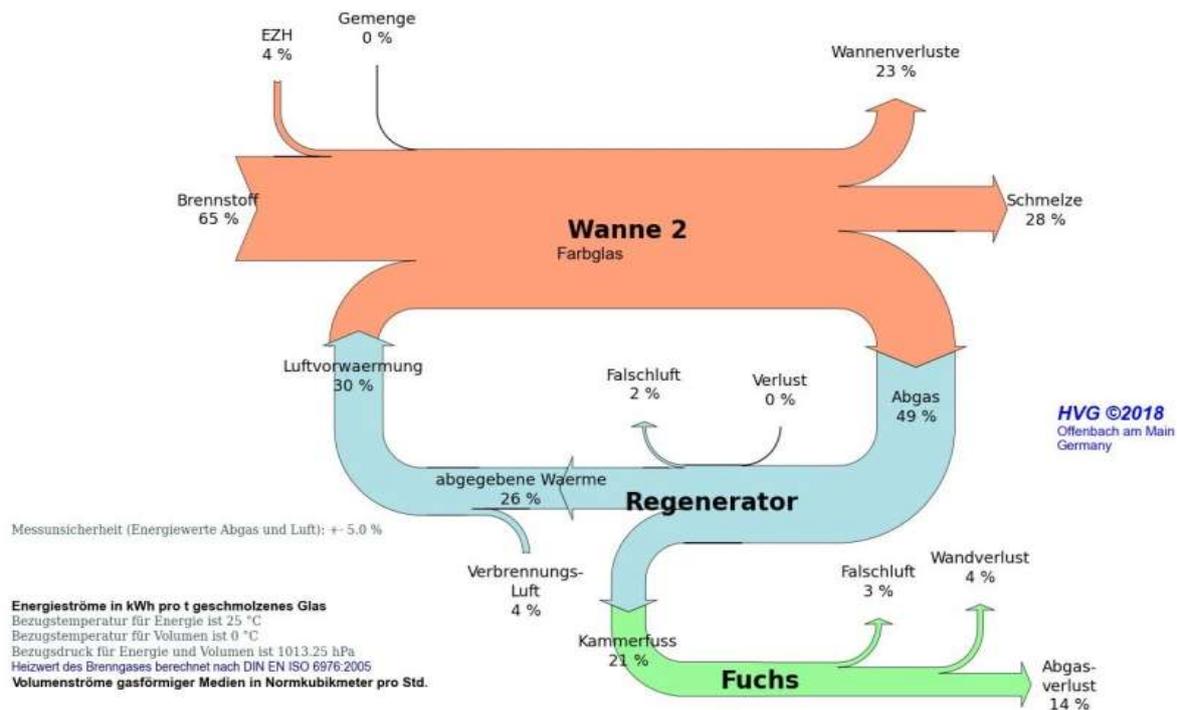


Abbildung 3.50: Darstellung einer Wärmebilanz mit Hilfe eines Sankey-Diagramms an einer der untersuchten U-Flammenwannen (Quelle: HVG)

3.4 AS 4: Numerische Simulationen der Auswirkungen der Gasbeschaffenheitsschwankungen

3.4.1 AS 4.1: Reaktionskinetische Berechnungen der unter 3.1 gemessenen realen Gasbeschaffenheitsschwankungen

Wie bereits erwähnt, haben Gasbeschaffenheitsschwankungen nicht nur Auswirkungen auf globale verbrennungstechnische Kenngrößen wie Heizwert, Wobbe-Index oder Mindestluftbedarf, sondern können sich unter Umständen auch auf reaktionskinetische Effekte wie etwa das Zündverhalten auswirken. In Anbetracht der enormen Datenmengen, die im Rahmen dieses Projekts gesammelt wurden, war eine umfassende Analyse aller Datensätze im Hinblick auf reaktionskinetische Effekte nicht möglich. Anstelle dessen wurden die Daten gesichtet und dann für interessante Zeiträume stichprobenartig reaktionskinetische Simulationen durchgeführt, z. B. mit dem Fokus auf das Selbstzündverhalten.

Dies soll exemplarisch anhand eines Datensatzes von einem der Messstandorte erläutert werden. **Abbildung 3.51** zeigt den Verlauf von Wobbe-Index und Brennwert (basierend auf Stundenmittelwerten) für den Oktober 2017. Auf der x-Achse sind die Stunden seit Monatsbeginn angegeben. Die Daten wurden mit Hilfe eines eichamtlich geprüften Gaschromatographen ermittelt. Neben den kalorischen Daten liegen also auch die Gaszusammensetzungen vor.

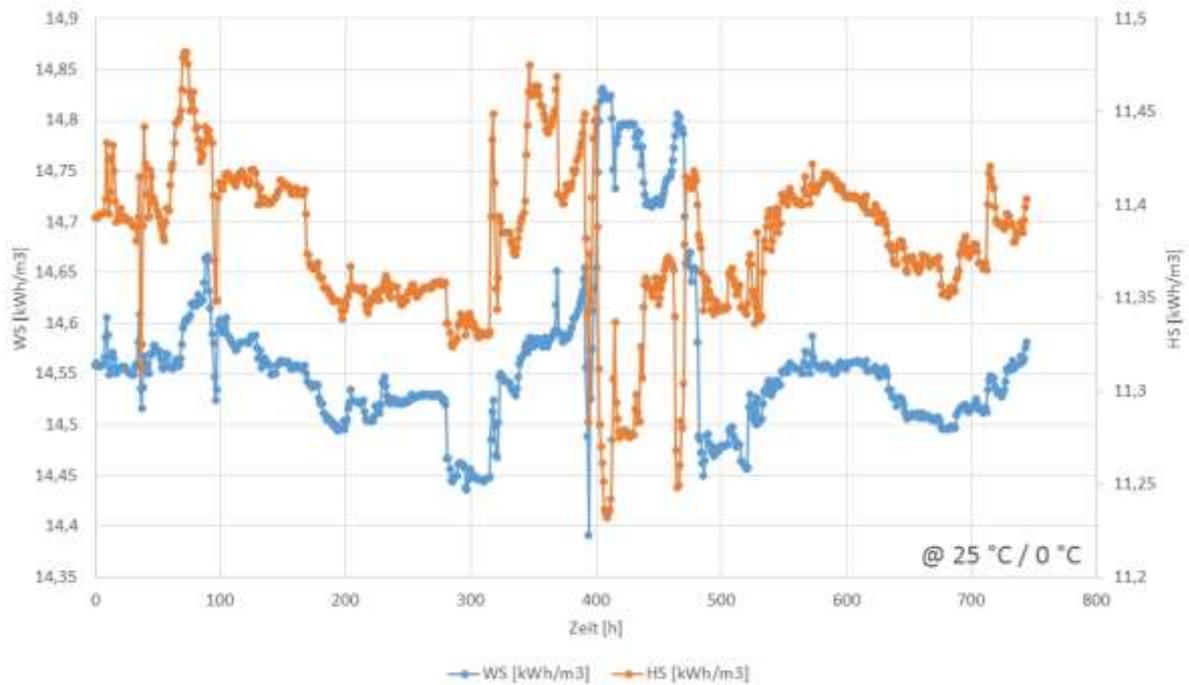


Abbildung 3.51: Stundenmittelwerte für Wobbe-Index und Brennwert an einem Messtandort im Oktober 2017 (Quelle: GWI)

Anhand der Darstellung wird deutlich, dass die größten Gasbeschaffenheitsschwankungen in Bezug auf Wobbe-Index und Brennwert etwa zur Monatsmitte auftraten. Dieser Zeitraum ist in **Abbildung 3.52** im Detail dargestellt.

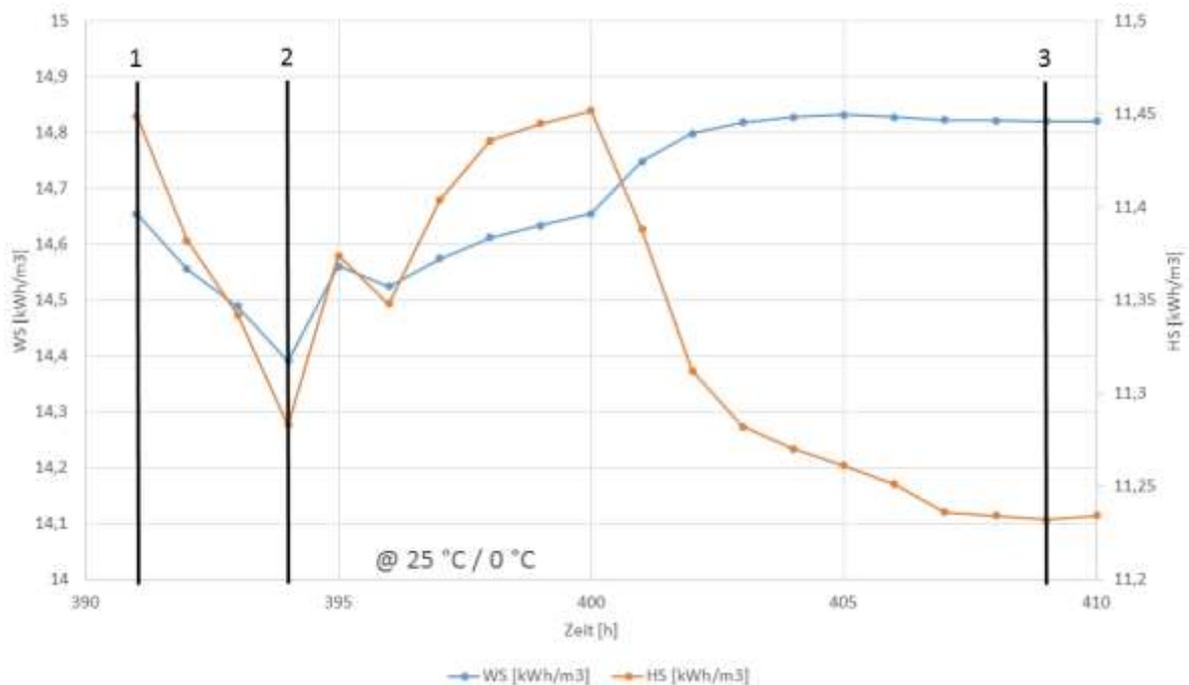


Abbildung 3.52: Stundenmittelwerte für Wobbe-Index und Brennwert an einem Messtandort im Oktober 2017 (Zeitraum: 6:00 – 22:00 Uhr, 17.10.2017) (Quelle: GWI)

In der Abbildung sind zudem einige Positionen gekennzeichnet, die im Folgenden detaillierter untersucht werden sollen:

Tabelle 3.5: Einige relevante Datenpunkte am 17. und 18. Oktober 2017

Zeitpunkt	06:00 Uhr	09:00 Uhr	21:00 Uhr	05:00 Uhr
Referenzpunkt	1	2	3	4
t [h]	391	394	409	318
H _s [kWh/m ³]	11,449	11,283	11,251	11,449
W _s [kWh/m ³]	14,655	14,391	14,828	14,524
rho _n [kg/m ³]	0,7891	0,7947	0,7444	0,8035
d [-]	0,6103	0,6146	0,5757	0,6214
MZ [-]	80	82	90	81
L _{min} [m ³ /m ³]	9,816	9,69	9,675	9,842
N ₂	0,919	1,875	0,361	0,782
CH ₄	91,539	90,027	96,378	88,997
CO ₂	1,434	1,678	0,377	2,217
C ₂ H ₆	4,994	5,782	2,661	7,553
C ₃ H ₈	0,747	0,447	0,14	0,368
C ₄ H ₁₀	0,274	0,144	0,069	0,071
C ₅ H ₁₂	0,06	0,027	0,008	0,01
C ₆₊	0,034	0,02	0,005	0,002

Position 1 (nach 391 h) dient hier als Referenzzustand, unmittelbar vor dem größten Gradienten im betrachteten Monatszeitraum mit einem deutlichen Abfall von Wobbe-Index und Brennwert. Nach drei Stunden (t = 394 h) kehrt sich der Gradient um, d. h. Wobbe-Index und Brennwert steigen wieder, bis sich zum Zeitpunkt t = 409 h vorübergehend ein stabiler Zustand einstellt.

Zusätzlich wird noch Punkt 4 betrachtet (t = 318 h), der Datenpunkt mit der höchsten Konzentration höherer Kohlenwasserstoffe. Dieser Datenpunkt ist in **Abbildung 3.52** nicht dargestellt.

Die wesentlichen Gaskenngrößen und die Zusammensetzungen an den Punkten 1 - 4 sind in **Tabelle 3.5** angegeben.

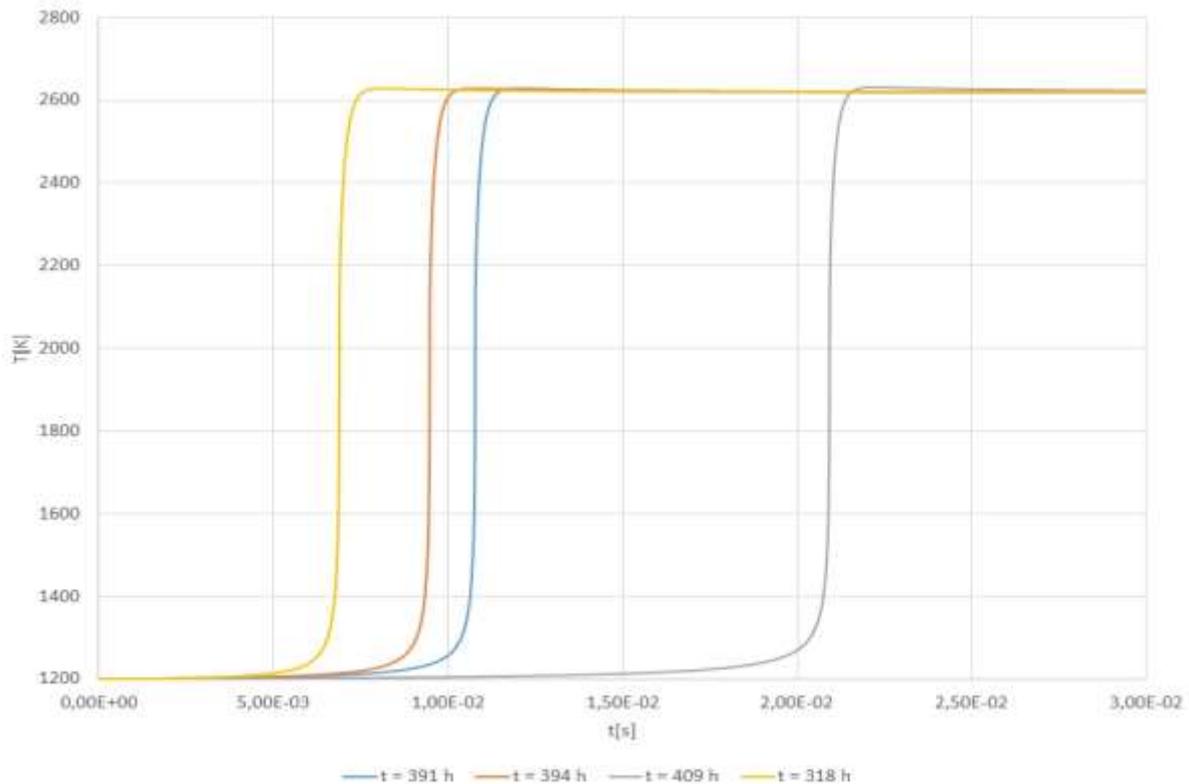


Abbildung 3.53: Reaktionskinetische Simulation der Selbstzündungsprozesse für die Punkte 1 – 4 (Quelle: GWI)

Abbildung 3.53 veranschaulicht, welche Auswirkungen die betrachteten Gasbeschaffenheitsänderungen auf das Selbstzündverhalten des Erdgases haben. Die Simulationen wurden für stöchiometrische Gemische bei einem Druck von 1 bar mit Hilfe des GRI 3.0-Reaktionsmechanismus [34] mit 53 Spezies und 325 Reaktionsgleichungen durchgeführt. Als Anfangsbedingung wurde eine Temperatur von 1.200 K gewählt, um Selbstzündung auf jeden Fall zu gewährleisten. Vergleicht man die Darstellung mit der Tabelle, so wird deutlich, dass das Selbstzündverhalten der Gase durch keine der betrachteten Gasbeschaffenheitskenngrößen tendenziell korrekt wiedergegeben wird. Lediglich der Anteil höherer Kohlenwasserstoffe am Gesamtgemisch ist hierzu in der Lage, setzt aber dann auch eine Kenntnis der vollständigen Gaszusammensetzung voraus.

Diese Form der reaktionskinetischen Simulation kann des Weiteren auch genutzt werden, um chemische Zusammensetzungen in der Flammenfront als Funktion der Erdgaszusammensetzung näherungsweise zu bestimmen. Die auf diese Weise ermittelten Zusammensetzungen in der Flammenfront wurden dem Projektpartner HVG zur Bestimmung von Strahlungsspektren für verschiedene Erdgase zur Verfügung gestellt (vgl. Abschnitt 3.2.2).

3.4.2 AS 4.2: CFD-Simulation der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen an den untersuchten Anlagen

Eine Herausforderung bei der Untersuchung der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf industrielle Feuerungsprozesse ist, dass diese lokalen Schwankungen in der Regel unangekündigt auftreten. Es ist daher kaum zu erwarten, dass Messungen gerade zu

dem Zeitpunkt durchgeführt werden, an dem eine Gasbeschaffenheitsschwankung stattfindet. Zudem würden vorhandene Prozessregelungssysteme auf veränderte Prozesskenngrößen reagieren und versuchen, diese auszugleichen, um die Auswirkungen auf den Produktionsprozess zu minimieren. Daher gestaltet sich die Untersuchung von Gasbeschaffenheitsschwankungen und ihren Auswirkungen auf reale Industrieprozesse mit rein messtechnischen Mitteln als schwierig.

CFD-Simulationen des Feuerungsprozesses bieten hier eine sinnvolle Alternative, da bei der Simulation eines derartig komplexen physikalisch-chemischen Systems wie der Verbrennung in einem Industrieofen kontrolliert Randbedingungen geändert und die Auswirkungen auf das System detailliert analysiert werden können, während alle anderen Randbedingungen konstant gehalten werden. Diese Vorgehensweise hilft, die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf ein konkretes System besser zu verstehen und geeignete Gegenmaßnahmen zu entwickeln. Daten von Messungen an der Thermoprozessanlage dienen dazu, die Ergebnisse der Simulationen für einen Referenzzustand zu validieren und abzuschätzen, inwieweit die Simulationsergebnisse auf die reale Anwendung übertragbar sind und wie sich Modellannahmen, geschätzte Randbedingungen und dergleichen auswirken. Die generell gute Übereinstimmung zwischen Feldmessungen und CFD-Simulationen im Rahmen dieses Projekts wird anhand der **Abbildungen 3.55** deutlich: **Abbildung 3.54** zeigt den Messplan innerhalb einer regenerativen U-Flammen-Wanne, **Abbildung 3.55** den Vergleich zwischen gemessenen und simulierten CO_2 -Konzentrationen an den Messpositionen im Feuerraum. Die Übereinstimmung zwischen Messung und Simulation ist in allen Punkten zufriedenstellend, die CFD-Simulation gibt den gemessenen Zustand hinreichend realitätsgetreu wieder. Es sei darauf hingewiesen, dass in der Simulation ausschließlich der Feuerungsprozess betrachtet wird, d. h. „Ausdampfungs“-Effekte aus dem Glasbad (Gemengegas: aus den Rohstoffen freigesetztes CO_2) gehen nicht in die Simulation ein. Dies erklärt auch, warum bei den Messungen in der Regel höhere CO_2 -Konzentrationen erfasst wurden, da hier neben dem CO_2 aus dem Verbrennungsprozess auch das aus der Schmelze freigesetzte CO_2 erfasst wird.

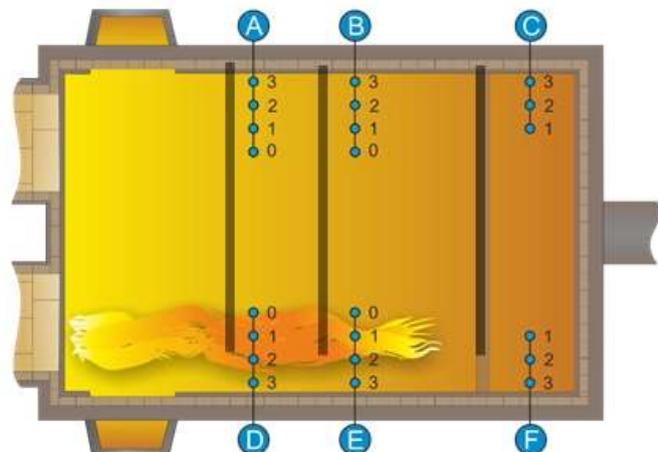


Abbildung 3.54: Durchführung und Messpositionen einer Feldmessung an einer U-Flammen-Wanne (Quelle: GWI)

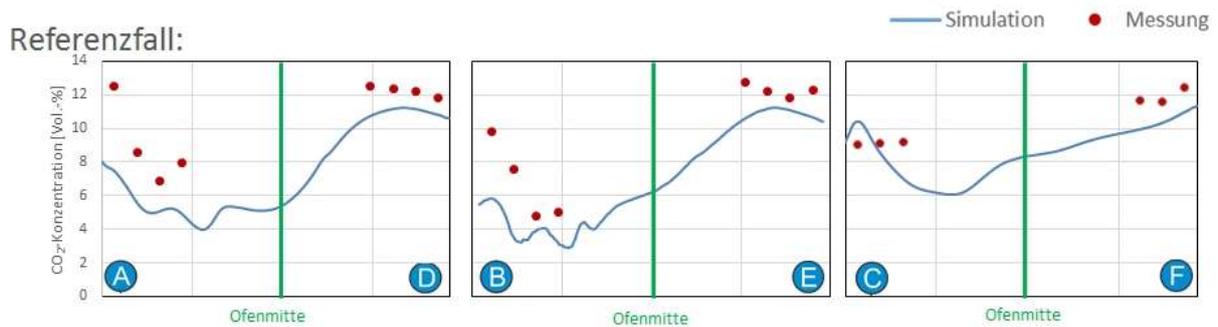


Abbildung 3.55: Vergleich zwischen Feldmessung und CFD-Simulation anhand der lokalen CO₂-Konzentrationen für einen Referenzfall (Quelle: GWI)

Im Rahmen des Projekts wurden mehrere Feuerungsprozesse aus der Glasindustrie detailliert mit Hilfe von stationären RANS-Simulationen (RANS: Reynolds-Averaged Navier-Stokes) untersucht. Ziel der Simulationen war dabei nicht, einen real aufgetretenen Gasbeschaffenheitswechsel und seine Auswirkungen auf ein Schmelzaggregat oder einem Feeder abzubilden. Vielmehr wurden die Feuerungsanlagen in einem Referenzfall für ein bestimmtes Erdgas (meist Russland H) eingestellt. In weiteren Simulationen wurde das Brenngas geändert (Nordsee-H) und verschiedene regelungstechnische Szenarien untersucht. Die zugrunde gelegten Gaszusammensetzungen sind in **Tabelle 3.6** zu finden, die entsprechenden Gaskenngrößen in **Tabelle 3.7**.

Tabelle 3.6: Zusammensetzungen der Erdgase für die CFD-Simulationen

Komponente	Einheit	H-Gas Russland	H-Gas Nordsee
CH ₄	[Vol.-%]	96,96	88,71
C ₂ H ₆	[Vol.-%]	1,37	6,93
C ₃ H ₈	[Vol.-%]	0,45	1,25
C ₄ H ₁₀	[Vol.-%]	0,15	0,28
C ₅ H ₁₂ +C _n H _m	[Vol.-%]	0,03	0,07
CO ₂	[Vol.-%]	0,18	1,94
O ₂	[Vol.-%]	0,00	0,00
N ₂	[Vol.-%]	0,86	0,82
Summe		100	100

Tabelle 3.7: Brenngaseigenschaften der betrachteten Erdgase aus Tabelle 3.6

	Einheit	H-Gas Russland	H-Gas Nordsee
Dichte (0 °C)	[kg/m _N ³]	0,7426	0,8140
Heizwert (vol.)	[MJ/m _N ³]	36,334	37,917
Heizwert (spez.)	[MJ/kg]	48,926	46,583
Heizwert	[kWh/m _N ³]	10,09	10,53
Brennwert (vol.)	[MJ/m _N ³]	40,29	41,96
Brennwert (spez.)	[MJ/kg]	54,25	51,55
Brennwert	[kWh/m _N ³]	11,19	11,66
unterer Wobbe- Index	[MJ/m _N ³]	47,85	47,70
unterer Wobbe-Index	[kWh/m _N ³]	13,29	13,25
oberer Wobbe-Index	[MJ/m _N ³]	53,06	52,78
oberer Wobbe-Index	[kWh/m _N ³]	14,74	14,66

Diese Gase wurden ausgewählt, weil es sich um die mengenmäßig am stärksten in deutschen Gasnetzen vertretenen H-Gase handelt, die sich zudem im Wobbe-Index kaum unterscheiden, während sie in Bezug auf Heiz- bzw. Brennwert oder Mindestluftbedarf deutlich auseinanderliegen. Es sei an dieser Stelle auch auf den Abschlussbericht des DVGW-Forschungsberichts „Gasbeschaffenheit Industrie“ [6] verwiesen, in dem bereits CFD-Simulationen für Glas-schmelzwannen vorgestellt wurden, bei denen Brenngase an den Grenzen des zulässigen H-Gas-Bereichs der G 260 verwendet wurden.

Alle in diesem Kapitel vorgestellten CFD-Simulationen basieren auf einer stationären RANS-Formulierung, wobei als CFD-Code ANSYS Fluent zum Einsatz kam. Als Turbulenzmodell wurde das „realizable k-ε-Modell“ verwendet, für den Strahlungswärmetransport ein „Discrete-Ordinates“-Modell. Besonderes Augenmerk lag auf der Wahl eines geeigneten Verbrennungsmodells, das das unterschiedliche Verbrennungsverhalten der verschiedenen Erdgase abbilden kann. Hierfür wurde ein „PDF-Chemical Equilibrium“-Modell (PDF: Probability Density Function) verwendet, das auch komplexe Brenngaszusammensetzungen mit vertretbarem numerischen Aufwand beschreiben kann – eine Grundvoraussetzung im Rahmen dieses Projekts.

3.4.2.1. Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf einen generischen Rohr-in-Rohr-Brenner

Der erste untersuchte Fall ist nicht glasspezifisch, sondern soll einige grundlegende Auswirkungen eines Gasbeschaffenheitswechsels an einer einfachen Modellflamme aufzeigen. Die Untersuchung ist angelehnt an einen in [15] beschriebenen realen Fall, wo der Betreiber einer Thermoprozessanlage häufige Veränderungen der Flammenlänge im Brennraum seiner Anlage bemerkte, die er sich nicht erklären konnte. Nach einigen Untersuchungen konnte man diese Veränderungen auf lokale Gasbeschaffenheitsschwankungen zurückführen: die Anlage

war auf russisches H-Gas eingestellt und wurde auch meistens mit diesem Gas beliefert, gelegentlich wurde jedoch auch Nordsee-Gas durch die Netze transportiert. Diese beiden Erdgase sind interessant, da sie annähernd identische Wobbe-Indizes aufweisen ($\Delta \approx 0,4 \%$), sich aber in Heiz- bzw. Brennwert und Mindestluftbedarf um etwa 4 % unterscheiden.

Für die Simulationen wurde ein generischer nicht-vorgemischter Rohr-in-Rohr-Brenner verwendet, der im Referenzfall mit einer Brennerleistung von 200 kW bei einer Luftzahl $\lambda = 1,1$ für Russland-H-Gas eingestellt wurde, analog zur industriellen Praxis. Auf eine Luftvorwärmung wurde in diesem Fall verzichtet.

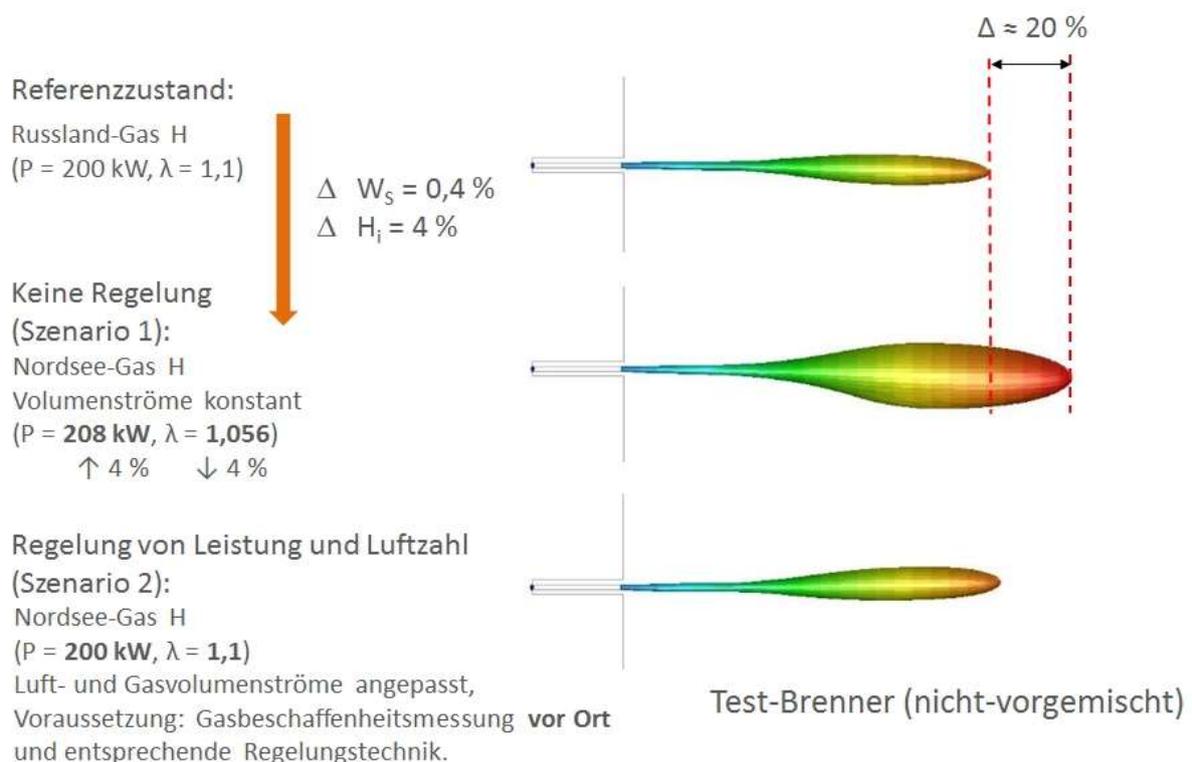


Abbildung 3.56: Auswirkungen von Gasbeschaffenheit und Regelungsstrategie auf die Flammenform in einem generischen nicht-vorgemischten Brenner (Quelle: GWI)

In einer zweiten Simulation (Szenario 1) wurde dann angenommen, dass es zu einem Gasbeschaffenheitswechsel kommt, auf den regelungstechnisch nicht reagiert wird, d. h. die Brenngaszusammensetzung ändert sich, die Brenngas- und Luftvolumenströme bleiben jedoch konstant. Diese Änderung hat zur Folge, dass die Brennerleistung um 4 % ansteigt, während gleichzeitig die Luftzahl von 1,1 auf 1,056 abfällt. Dies ist auf den erhöhten Heizwert und Mindestluftbedarf des Nordsee-H-Gases zurückzuführen. Die Simulationen zeigen aber, dass sich zudem die Flammlänge um etwa 20 % erhöht, wie in **Abbildung 3.56** zu sehen ist. In der Abbildung ist die Flammenform mit Hilfe der Iso-Kontur des stöchiometrischen Mischungsbruchs dargestellt, da bei einer nicht-vorgemischten Flamme die Reaktionsfront im Wesentli-

chen dort zu finden ist, wo im Brennraum ein stöchiometrisches Brenngas-Luft-Gemisch vorliegt, selbst bei Prozessen, bei denen die globale Luftzahl deutlich höher liegt. Der Effekt der Flammenstreckung ist in erster Linie auf die reduzierte Luftzahl zurückzuführen (vgl. z. B. [35]). In einer weiteren Simulation (Szenario 2) wurden dann die Auswirkungen einer optimierten Regelungsstrategie als Antwort auf den Gasbeschaffenheitswechsel simuliert, d. h. die Volumenströme für Brenngas und Luft wurden so angepasst, dass Brennerleistung und Luftzahl im System konstant bleiben. In der Realität würde dies den Einsatz eines lokalen Gasbeschaffenheitsmessgeräts in Kombination mit einer separaten Regelung der Brenngas- und Luftvolumenströme erfordern.

Die Simulation zeigt, dass in diesem Szenario nicht nur der Energieeintrag in den Brennraum konstant bleibt, sondern auch, dass die Flammenlänge sich kaum verändert. Dies demonstriert das Potential der Kombination von lokaler Gasbeschaffenheitsmessung in Kombination mit einer entsprechend ausgelegten Regelungsstrategie als Kompensationsmaßnahme in Zeiten stark schwankender Gasbeschaffenheiten.

3.4.2.2. Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen an einer U-Flammen-Glasschmelzwanne

Regenerative U-Flammen-Glasschmelzwannen spielen eine zentrale Rolle für viele Glasherstellungsprozesse. Daher wurden in einer Reihe von CFD-Simulationen die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf solche Aggregate analysiert. Die Vorgehensweise war prinzipiell ähnlich wie im vorangegangenen Kapitel. Eine simulierte Wanne wird – analog zur industriellen Praxis – auf ein bestimmtes Brenngas, in diesem Fall Russland-H-Gas, eingestellt. Anschließend wird in verschiedenen Szenarien untersucht, wie das System auf ein verändertes Brenngas (erneut Nordsee-H-Gas) reagiert.

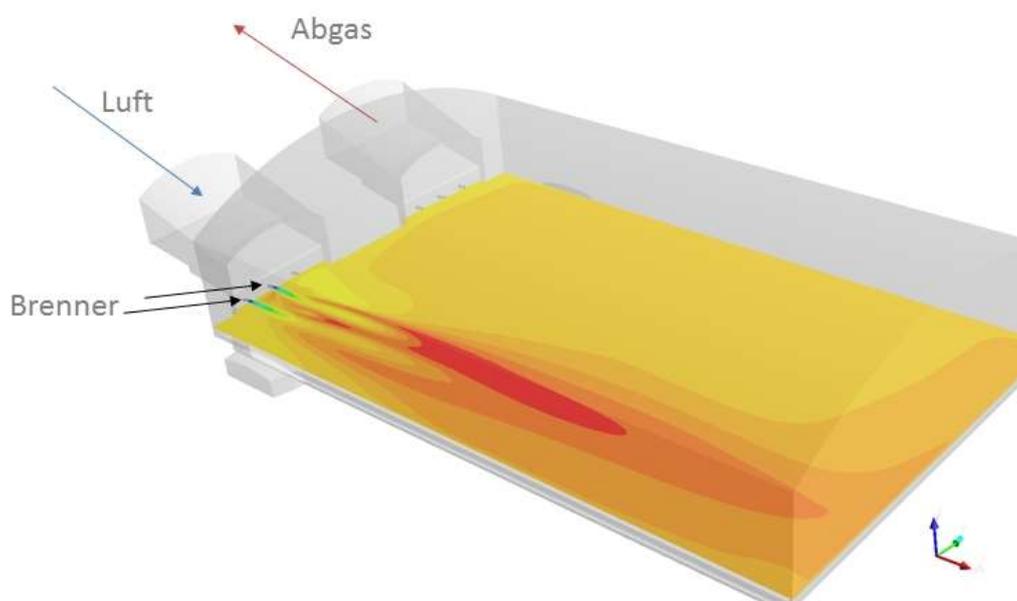


Abbildung 3.57: Darstellung des Rechengebiets bei den Simulationen der U-Flammen-Wanne (Quelle: GWI)

Abbildung 3.57 zeigt eine Darstellung des Rechengebiets, das den Simulationen zugrunde liegt. Bei den Rechnungen wurde ausschließlich der Feuerungsraum betrachtet, der Einfluss der Regeneratoren und vor allem auch des Glasbads auf Strömung, Verbrennung und Wärmeübertragung wurden durch geeignete Randbedingungen beschrieben, die in allen betrachteten Fällen gleichblieben.

Als Betriebsbedingungen für den Referenzfall wurde eine Brennerleistung von 12 MW bei einer Luftzahl von 1,05 und einer Luftvorwärmtemperatur von 1.400 °C angesetzt.

Die betrachteten Szenarien sind analog zum vorangegangenen Fall. Szenario 1 beschreibt eine Situation, bei der das anliegende Brenngas von Russland H auf Nordsee H wechselt, der Anlagenbetreiber jedoch nicht reagiert. Dieser Fall stellt ein „worst case“-Szenario dar.

Szenario 2 hingegen ist ein „best case“-Szenario, bei dem der Gasbeschafftheitswechsel durch eine Gasbeschafftheitsmessung vor Ort erkannt wird und ein Prozessregelungssystem die Volumenströme von Gas und Luft entsprechend anpasst, um Brennerleistung und Luftzahl konstant zu halten. Das Verhältnis der Volumenströme ändert sich dabei, d. h. es handelt sich hier nicht um eine fixe Verhältnisregelung, sondern die Volumenströme können unabhängig voneinander geregelt werden.

In den **Abbildungen 3.58 bis 3.60** sind die Temperatur-, O₂- und CO-Verteilungen in der horizontalen Brennerebene, jeweils für den Referenzfall und die Szenarien 1 und 2, dargestellt.

Abbildung 3.61 zeigt die Verteilung der Wärmestromdichte in das Glasbad.

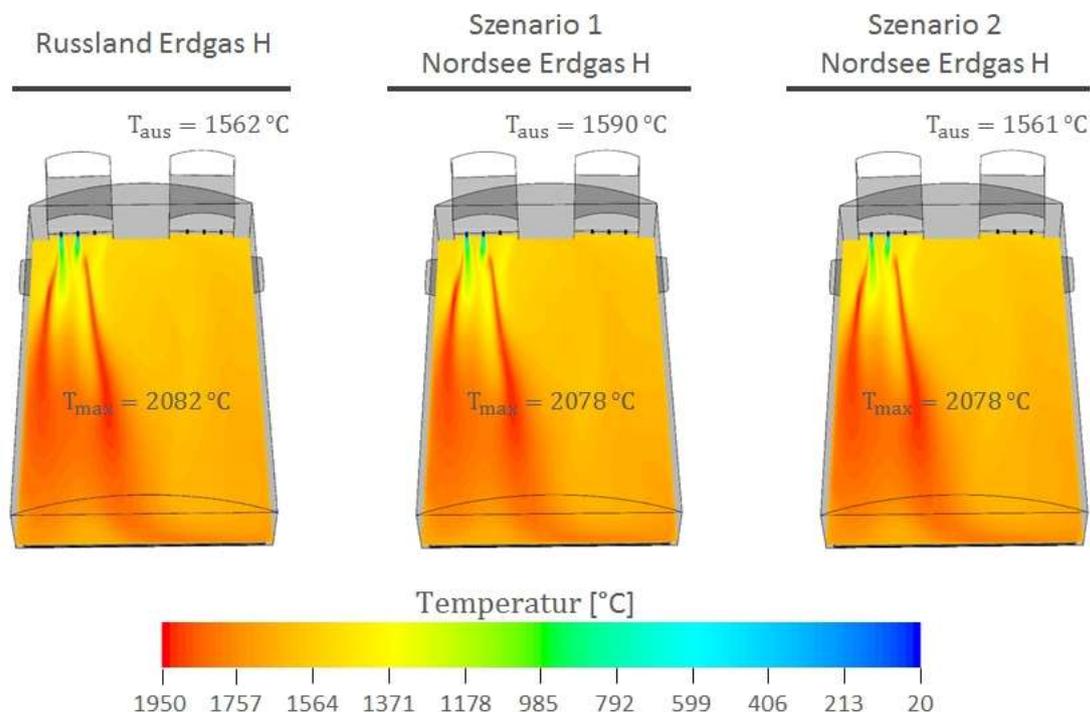


Abbildung 3.58: Temperaturverteilungen in der Brennerebene einer U-Flammenwanne für die untersuchten Fälle (Quelle: GWI)

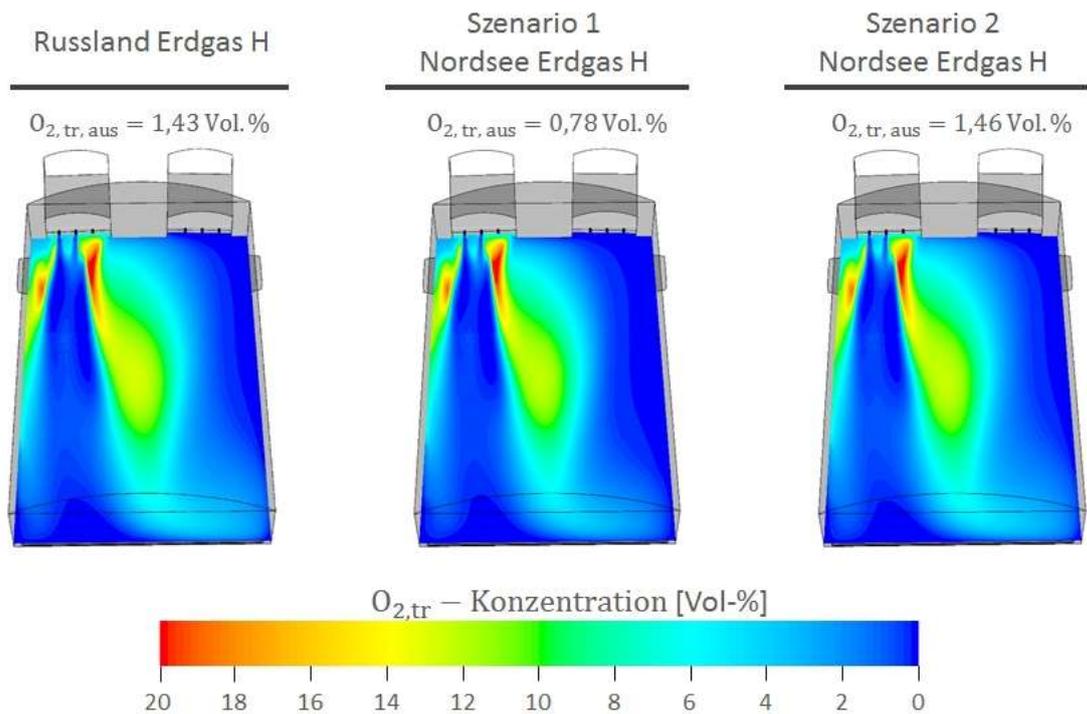


Abbildung 3.59: O_2 -Verteilungen in der horizontalen Brennebene einer U-Flammenwanne für die untersuchten Fälle (Quelle: GWI)

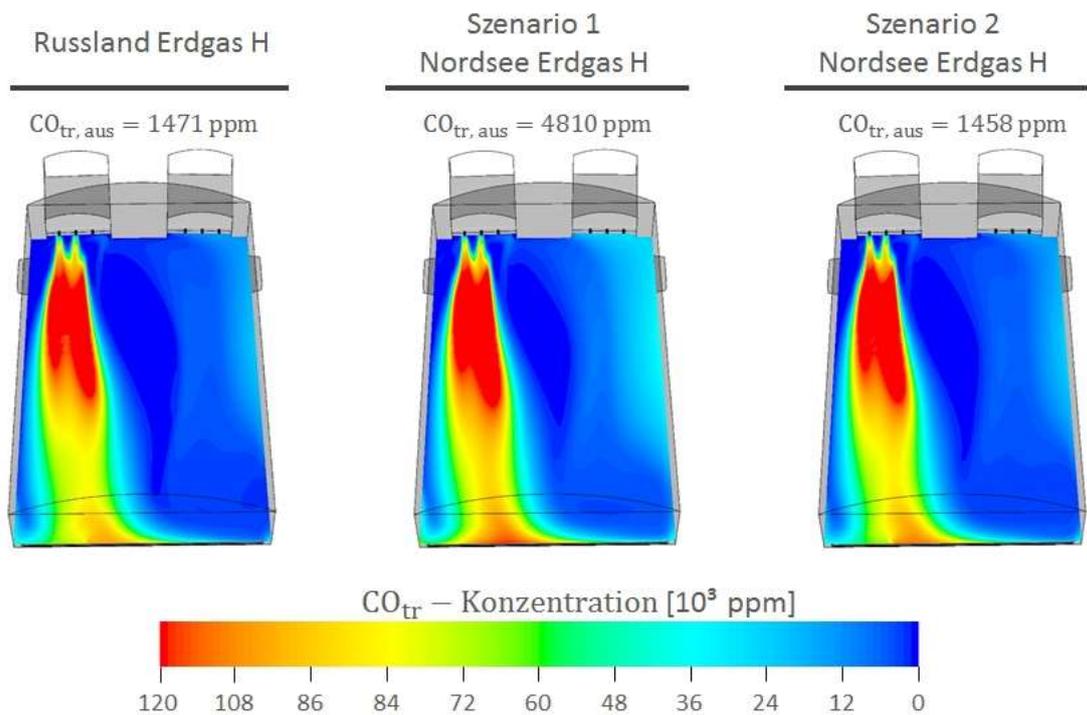


Abbildung 3.60: CO_{tr} -Verteilungen in der horizontalen Brennebene einer U-Flammenwanne für die untersuchten Fälle (Quelle: GWI)

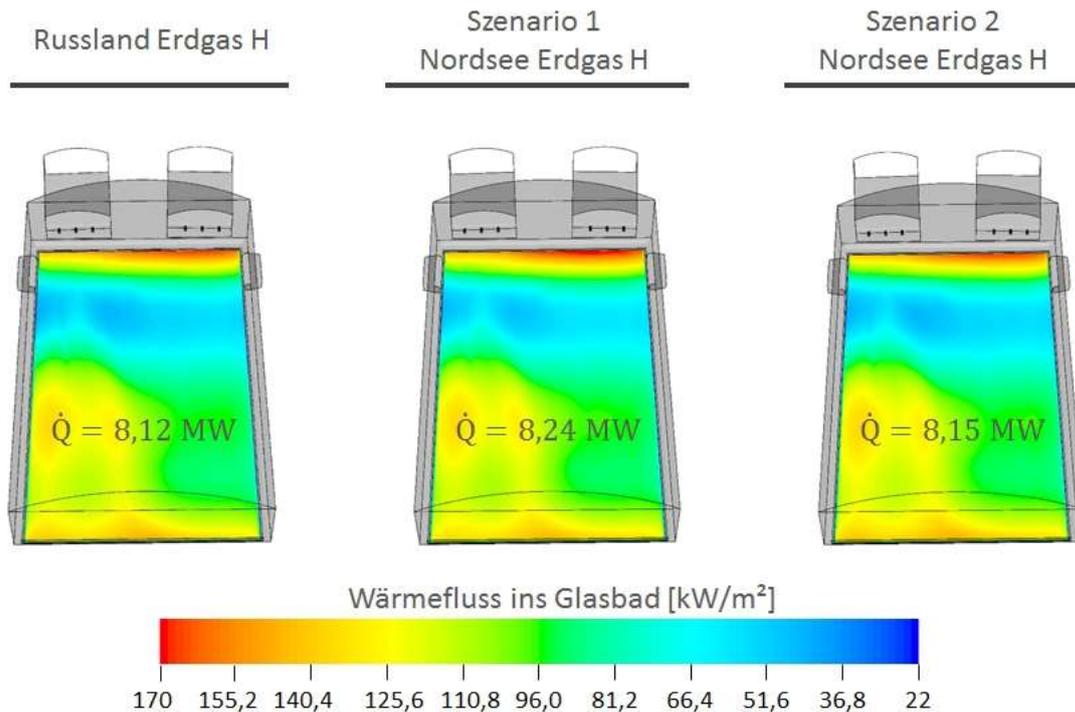


Abbildung 3.61: Wärmestromdichtenverteilungen in das Glasbad einer U-Flammenwanne für die untersuchten Fälle (Quelle: GWI)

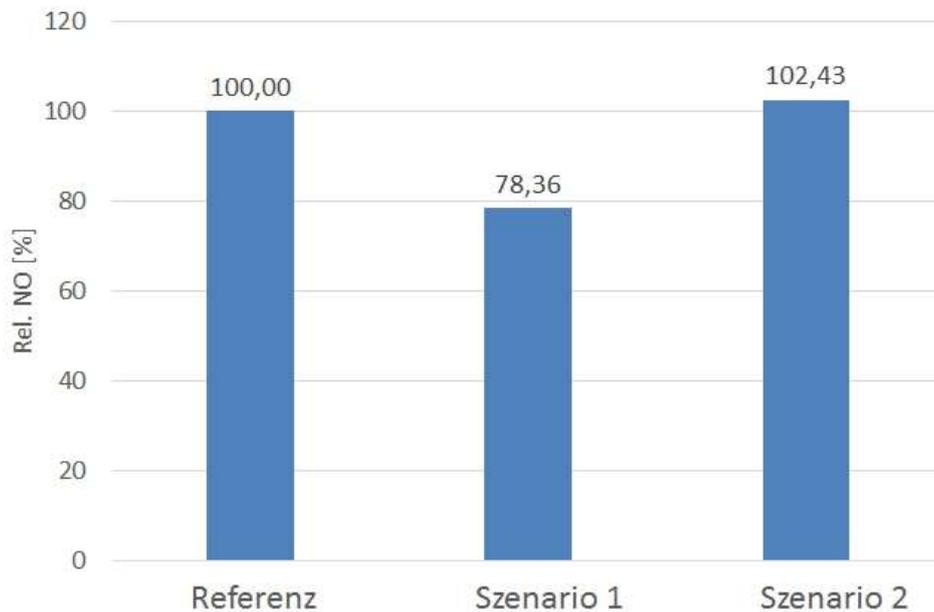


Abbildung 3.62: Vergleich der relativen NO-Emissionen der U-Flammenwanne für die betrachteten Fälle. Alle Emissionen wurden auf einen Referenz-O₂-Gehalt von 8 % bezogen (Quelle: GWI)

Die meisten der in den Abbildungen zu sehenden Effekte in Szenario 1 lassen sich auf die Veränderung der Luftzahl zurückführen. Durch den erhöhten Mindestluftbedarf sinkt die globale Luftzahl im Szenario 1, verglichen mit dem Referenzfall, auf knapp über 1,0, was sich sowohl in den Abgastemperaturen als auch in O₂- und CO-Emissionen im Abgas niederschlägt. Gleichzeitig wird die Flamme etwas länger, wie anhand der CO-Verteilung (**Abbildung 3.60**) zu sehen

ist und was sich anhand der reduzierten Luftzahl erklären lässt. Auf die Energiebilanz des Ofens hat die Gasbeschaffenheitsänderung hingegen nur sehr geringe Auswirkungen: die an das Glasbad übertragene Wärmeleistung steigt geringfügig (ca. 1,5 %), auch die auftretenden Maximaltemperaturen sind annähernd identisch. Mit Hinblick auf die Prozesseffizienz (ausgedrückt als Verhältnis der Wärmeleistung, die in das Glasbad geht, zur Brennerleistung) ist Szenario 1 hingegen geringfügig schlechter (66,0 % zu 67,7 % im Referenzfall), da die Brennerleistung stärker ansteigt als \dot{Q}_{Glas} .

Auffällig ist der Effekt, den der Gasbeschaffenheitswechsel im Szenario 1 auf die NO-Emissionen hat, siehe **Abbildung 3.62**. Verglichen mit dem Referenzfall sinken die NO-Emissionen um mehr als 20 %, was sich auf das geringere Sauerstoff-Angebot im Feuerraum zurückführen lässt. Erkauft wird dies allerdings mit deutlich höheren CO-Emissionen am Brennraumaustritt. Szenario 2 zeigt hingegen erneut, dass durch geeignete Kompensationsmaßnahmen die Auswirkungen des Gasbeschaffenheitswechsels auf Energiebilanz und Schadstoffemissionen fast vollständig kompensiert werden können.

3.4.2.3. Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen an einer Oxy-Fuel-Glasschmelzwanne

Für viele Hochtemperaturprozesse stellt die Oxy-Fuel-Verbrennung, also die Verbrennung von Erdgas mit fast reinem Sauerstoff, eine interessante technische Alternative dar, mit der sich hohe feuerungstechnische Effizienzen und niedrige NO_x-Emissionen realisieren lassen, während gleichzeitig auf aufwändige Luftvorwärmmaßnahmen verzichtet werden kann. Ein Nachteil sind hingegen die erhöhten Betriebskosten, da bei diesem System sowohl Brennstoff als auch Oxidator bezahlt werden müssen.

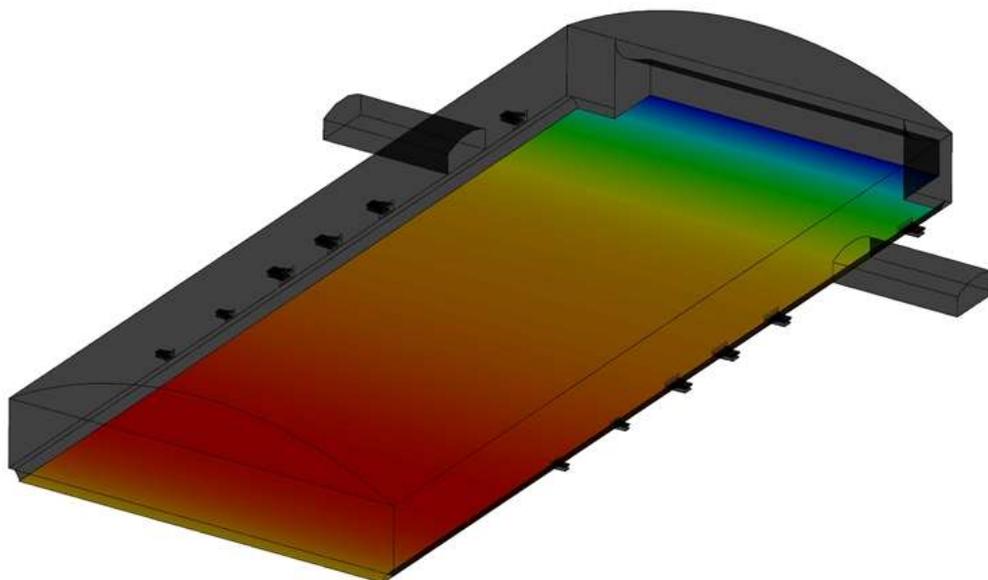


Abbildung 3.63: Darstellung der simulierten Oxy-Fuel-Glasschmelzwanne (Quelle: GWI)

Die Glasindustrie mit ihren extrem hohen Prozesstemperaturen war eine der ersten Branchen der Thermoprozesstechnik, in der die Oxy-Fuel-Verbrennung im industriellen Maßstab zum Einsatz kam.

Im Rahmen des Projekts wurde daher mit Hilfe von CFD-Simulationen auch untersucht, wie Oxy-Fuel-Feuerungen auf Gasbeschaffenheitswechsel reagieren. **Abbildung 3.63** zeigt das simulierte Aggregat. Analog zu den vorangegangenen Simulationen wird auch diese Anlage im Referenzfall auf Russland-H eingestellt, die Brennerleistung beträgt 14 MW, die eingestellte Oxidator(Luft)zahl ist 1,0115, also extrem nah-stöchiometrisch. Die Szenarien 1 (S1) und 2 (S2) sind analog zu den bereits vorgestellten Simulationsrechnungen, allerdings wurde für diesen Fall zusätzlich ein Szenario 3 (S3) definiert: in Szenario 3 wird die Anlage hinsichtlich Brennerleistung und Luftzahl für Nordsee-H eingestellt, bevor es zu einem Wechsel (ohne Kompensationsmaßnahmen) auf Russland-H kommt. Szenario 3 ist also das umgekehrte Szenario 1. In allen Fällen wurde als Oxidator reiner Sauerstoff angenommen, d. h. die einzige Stickstoffquelle für die NO-Bildung stellt der N₂-Anteil im Erdgas dar. Das Russland-H weist dabei einen Stickstoffanteil von 0,86 Vol.-% auf, das Nordsee-H einen Anteil von 0,82 Vol.-% (vgl. **Tabelle 3.6**).

In den **Abbildungen 3.64** und **3.65** sind die Temperatur- und O₂-Verteilungen in der Brenner-ebene für die vier betrachteten Fälle zu sehen, während **Abbildung 3.66** die Wärmestromdichtenverteilungen in das Glasbad zeigt.

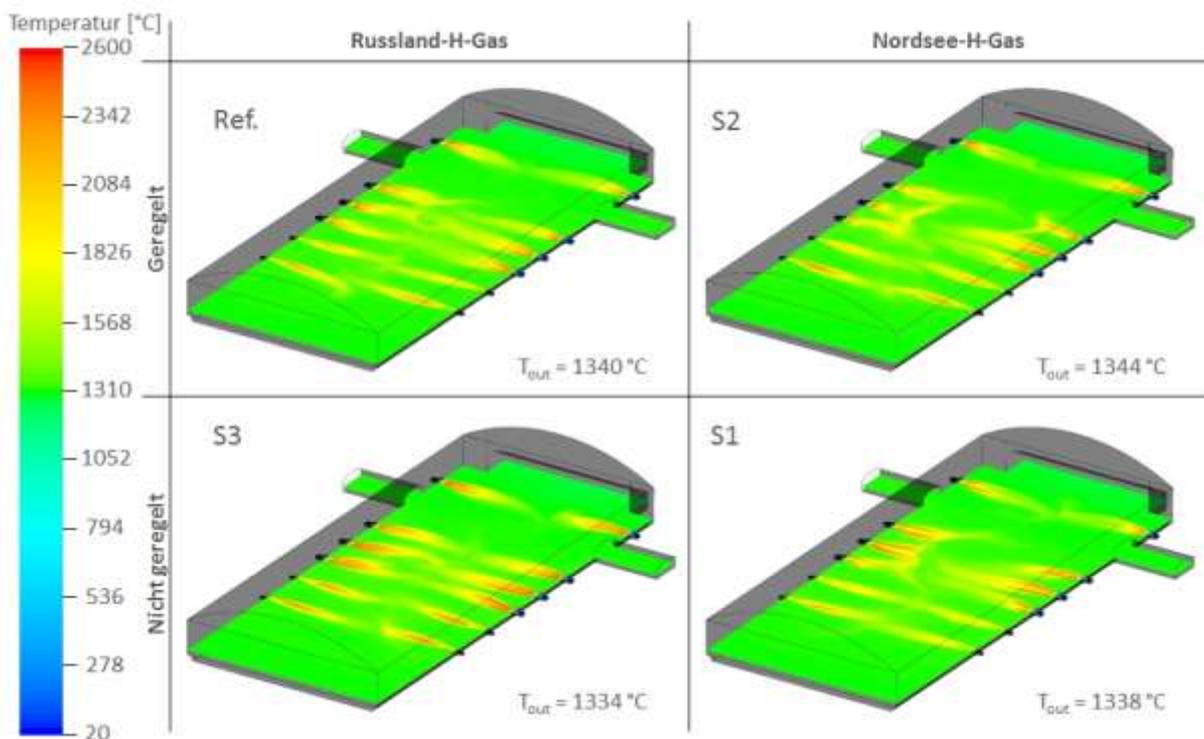


Abbildung 3.64: Temperaturverteilungen in der Brenner-ebene der Oxy-Fuel-Wanne für die vier betrachteten Fälle (Quelle: GWI)

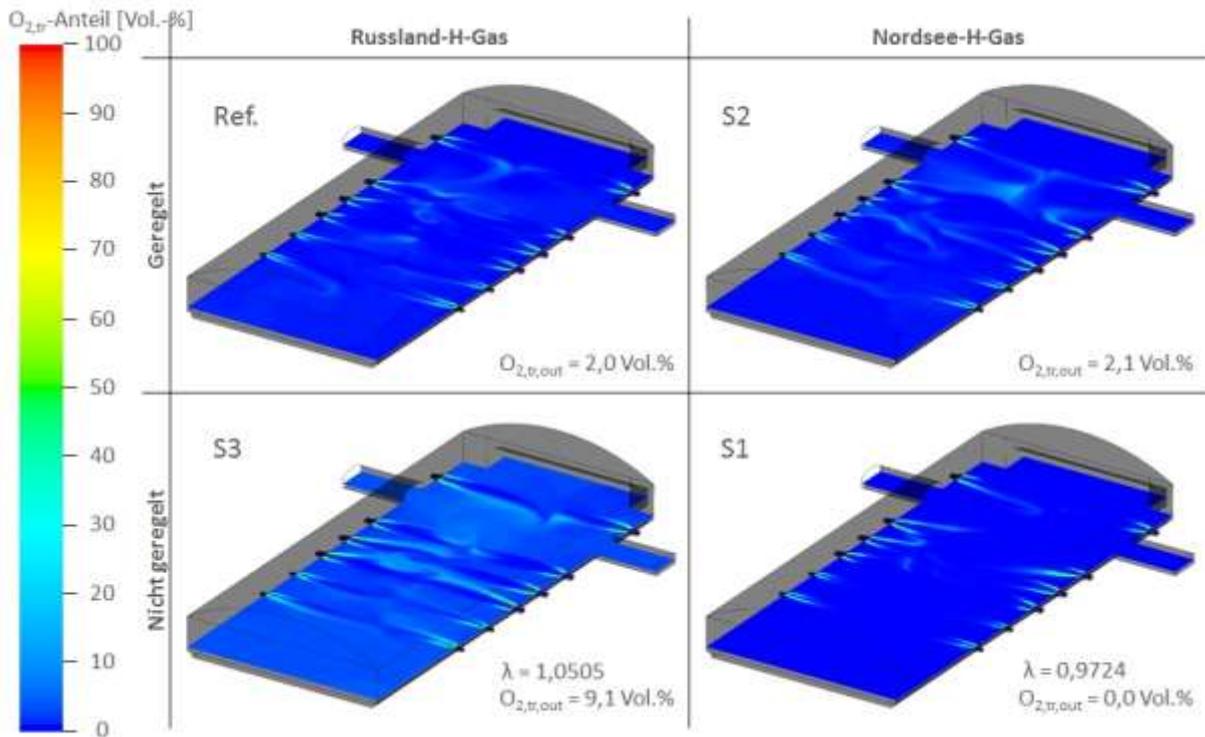


Abbildung 3.65: O₂-Verteilungen in der Brennebene der Oxy-Fuel-Wanne für die vier betrachteten Fälle (Quelle: GWI)

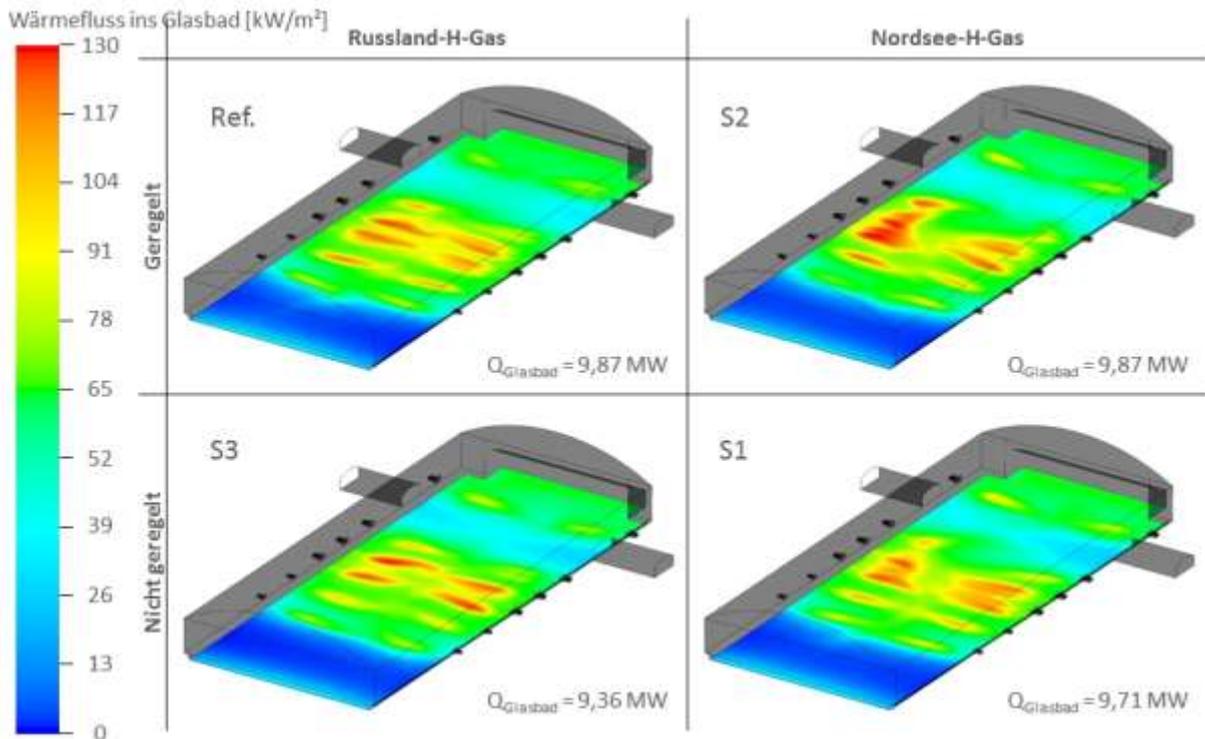


Abbildung 3.66: Wärmestromdichtenverteilung in das Glasbad der Oxy-Fuel-Wanne für die vier betrachteten Fälle (Quelle: GWI)

Verglichen mit den bereits vorgestellten Ergebnissen der regenerativen U-Flammenwanne wird diese Oxy-Fuel-Anlage deutlich näher an der Stöchiometrie betrieben, was sie per se

empfindlicher gegenüber Gasbeschaffenheitsschwankungen macht, sofern diese nicht detektiert und kompensiert werden.

Die Auswirkungen werden anhand von Szenario 1 deutlich. Aufgrund des höheren Mindest-O₂-Bedarfs von Nordsee-H ist die bereitgestellte Sauerstoffmenge in diesem Szenario nicht mehr ausreichend, um einen vollständigen Ausbrand des Erdgases zu ermöglichen. Es stellt sich somit eine globale Oxidator-Zahl von 0,9724 ein, mit den entsprechenden Auswirkungen u. a. auf die CO-Emissionen.

Szenario 3 zeigt das andere Extrem auf. Hier ist die Anlage ursprünglich für Nordsee-H auf ein λ von 1,0115 eingestellt worden, dies entspricht einem Rest-O₂-Gehalt im Abgas von etwa 2 Vol.-%. Durch den Wechsel zum Russland-H mit seinem niedrigeren Mindest-O₂-Bedarf ergibt sich in diesem Szenario eine globale Oxidator-Zahl von 1,0505, mit einem Rest-O₂-Gehalt von mehr als 9 Vol.-%.

Szenario 2 hingegen zeigt, dass auch bei Oxy-Fuel-Feuerungen durch geeignete Kompensationsmaßnahmen die Effekte von Gasbeschaffenheitswechsel weitestgehend minimiert werden können.

Für den Glasschmelzprozess ist der Wärmeeintrag in das Glasbad naturgemäß von entscheidender Bedeutung. Er hat Auswirkungen auf die Prozesseffizienz und beeinflusst zudem die Produktqualität. Um den Einfluss der verschiedenen Gasqualitäten und Regelungsszenarien auf den Wärmeeintrag zu quantifizieren, kann eine Kenngröße verwendet werden, die als Heat Transfer Impact Factor (HTIF) bezeichnet wird [35]. Sie setzt die in das Glasbad eingebrachte Wärmeleistung für einen Simulationsfall ins Verhältnis zur entsprechenden Wärmeleistung für den Referenzfall:

$$HTIF[\%] = \frac{\dot{Q}_{glass}}{\dot{Q}_{glass, reference}} \cdot 100 \quad (3.18).$$



Abbildung 3.67: Heat Transfer Impact Factors (HTIF) für die betrachteten Oxy-Fuel-Fälle (Quelle: GWI)

Abbildung 3.67 zeigt die HTIF für die verschiedenen Simulationsfälle der Oxy-Fuel-Wanne. Für Szenario 1 zeigt sich ein Abfall des HTIF, was auf den mangelnden Ausbrand durch die unterstöchiometrische Verbrennung in diesem Fall zurückzuführen ist. In Szenario 3 ergibt sich ebenfalls ein reduzierter HTIF, was in diesem Fall durch den zu hohen Sauerstoffüberschuss und den damit verbundenen Verlust an feuerungstechnischer Effizienz verbunden ist. In Szenario 2 hingegen, das eine Detektion und Kompensation des Gasbeschaffenheitswechsels abbildet, bleibt auch die ausgekoppelte Wärmeleistung praktisch konstant.

Interessant sind für dieses Beispiel aber vor allem die Auswirkungen des Gasbeschaffenheitswechsels – in Kombination mit den verschiedenen regelungstechnischen Strategien – auf die NO-Emissionen (vgl. **Abbildung 3.68**).

Bei der Verbrennung von Erdgas ist die thermische NO_x-Bildung der dominante Bildungspfad für NO_x-Emissionen, alle anderen Bildungsmechanismen sind in der Regel vernachlässigbar. Bei Verbrennungssystemen mit dem Oxidator Luft ist dabei die Luft die primäre Stickstoffquelle, die eigentliche Verbrennung beeinflusst die thermische NO_x-Bildung lediglich als Wärmequelle und durch ihren O₂-Verbrauch. Die Stickstoffanteile im Erdgas spielen hingegen keine Rolle für die NO_x-Bildung.

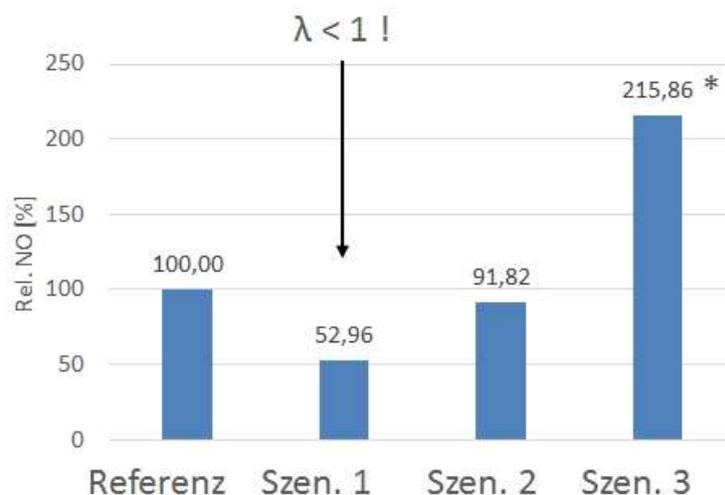


Abbildung 3.68: Relative NO-Emissionen für die betrachteten Oxy-Fuel-Fälle. Für Szenario 3 sind die relativen NO-Emissionen auf Szenario 2 bezogen. (Quelle: GWI)

Bei der Oxy-Fuel-Verbrennung in den hier vorgestellten Simulationen hingegen ist die Situation anders: Hier ist der Brennstoff selbst die einzige verfügbare Stickstoffquelle, da der Sauerstoff als vollständig stickstofffrei angesetzt wird und eventuelle Falschlufteinbrüche nicht Bestandteil der Simulation sind.

In Szenario 1 wird weniger NO gebildet als im Referenzfall, da durch die unterstöchiometrische Verbrennung der vorhandene Sauerstoff durch die energiereichen Verbrennungsreaktionen verbraucht wird, bevor er für die NO-Bildung genutzt werden kann. In Szenario 2 wird ebenfalls weniger NO gebildet, da hier zwar aufgrund des konstanten λ ausreichend Sauerstoff zur Verfügung steht, allerdings durch den niedrigeren Massenstrom an Nordsee-H (das per se

schon eine niedrigere N_2 -Konzentration aufweist) von vornherein weniger Stickstoff in das System eingebracht wird.

In Szenario 3 hingegen ist die Situation umgekehrt: in diesem Szenario wurde der Ofen für Nordsee-H auf $P = 14$ MW und $\lambda = 1,0115$ eingestellt. Um diese Prozessparameter mit Russland-H zu erreichen (das einen geringeren Heizwert, aber eine höhere N_2 -Konzentration aufweist), wird mehr Gas benötigt und entsprechend auch mehr Stickstoff in den Feuerungsraum eingebracht. Verglichen mit dem Ausgangszustand (Szenario 2) steigen die NO-Emissionen damit um mehr als einen Faktor 2.

3.4.2.4. Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen an einem Feeder-Brenner

Neben den Schmelzaggregaten spielen auch die Feeder eine zentrale Rolle im Glasherstellungsprozess. Bei Feeder-Brennern handelt es sich im Gegensatz zu Brennern in Schmelzaggregaten um vorgemischte Brenner, d. h. Brennstoff und Oxidator werden bereits miteinander vermischt, bevor sie in den eigentlichen Brennraum eingebracht werden. Auf diese Weise lassen sich kurze, kompakte Flammen realisieren, allerdings ist diese Verbrennungsform auch instabiler und empfindlicher in Bezug auf Gasbeschaffenheitsschwankungen.

Reale Feeder bestehen in der Regel aus einer großen Anzahl kleiner Brenner. Durch eine geregelte Kühlluftzufuhr wird das gewünschte Temperaturprofil im Feeder eingestellt. Die CFD-Simulation einer vollständigen Feeder-Anlage wäre mit einem unverhältnismäßig hohen Aufwand und zudem mit erheblichen Unsicherheiten verbunden gewesen, da gerade die Kühlluftzufuhr in der Regel nicht erfasst wird und somit nicht als belastbare Randbedingung in die Simulation eingehen kann. Daher wurden die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf Feeder-Brenner mit Hilfe eines vereinfachten Feeder-Segments, bestehend aus einem einander gegenüberliegenden Brennerpaar, an einer Modellgeometrie veranschaulicht.

Die Vorgehensweise ist bei diesem System analog zu den vorangegangenen Simulationen: der Referenzfall weist eine Brennerleistung von 3,5 kW je Brenner bei einer Luftzahl von 1,05 für Russland-H-Gas auf. Eine Luftvorwärmung findet nicht statt, da dies für Vormischbrenner aus Sicherheitsgründen unüblich ist. Anschließend wurden im Szenario 1 die Brenner bei konstanten Gas- und Luftvolumenströmen mit Nordsee-H-Gas simuliert. Dieses Szenario stellt die Situation nach, dass es upstream zu einem Gasbeschaffenheitswechsel kommt, den der Betreiber allerdings nicht bemerkt. Szenario 2 hingegen ist ein Fall, bei dem der Wechsel von Russland-H- zu Nordsee-H-Gas bemerkt wird und die Volumenströme entsprechend angepasst werden, um eine konstante Brennerleistung und Luftzahl sicherzustellen.

Im Gegensatz zu den vorangegangenen Simulationsrechnungen wurde bei den Feeder-Simulationen als Verbrennungsmodell ein „partially premixed equilibrium“-Modell verwendet, das neben dem mittleren Mischungsbruch und der mittleren Mischungsbruchvarianz noch eine

zusätzliche Reaktionsfortschrittsvariable verwendet. Dies war notwendig, da ein rein mischungsbruch-basiertes Verbrennungsmodell für die Beschreibung einer vorgemischten Verbrennung prinzipiell ungeeignet ist.

Die **Abbildungen 3.69 bis 3.72** zeigen die wesentlichen Ergebnisse dieser Simulationsreihe. Ähnlich wie bei den vorangegangenen Fällen führt ein Gasbeschaffenheitswechsel ohne angemessene Kompensation zu einer erheblichen Verlängerung der Flamme, in diesem Fall um mehr als 40 %. Gleichzeitig steigen die CO-Werte im Rechengebiet, da weniger Sauerstoff zur schnellen und vollständigen Oxidation des CO zur Verfügung steht. In Szenario 2 hingegen bleibt die Flammenlänge näherungsweise konstant, trotz der veränderten Brenngaszusammensetzung. Ein wichtiger Aspekt wird in **Abbildung 3.72** deutlich, die die Wärmestromdichtenverteilung an der Glasbadoberfläche zeigt. Der Wechsel von Russland-H- zu Nordsee-H-Gas ohne entsprechende Kompensation führt zu einer Erhöhung des integralen Wärmetransports in das Glasbad um etwa 10 %, der Bereich mit hohen lokalen Wärmestromdichten wird deutlich größer. Die Auswirkungen dieser Veränderung auf die Produktqualität dürften erheblich sein, da gerade der Feederbereich als entscheidend für die Glasqualität gilt. Eine zentrale Aufgabe des Feeders ist die thermische Homogenisierung der Glasschmelze auf dem Weg zur Formgebung. Für den Formungsprozess ist die Viskosität der Schmelze von herausragender Bedeutung, so dass selbst geringfügige Veränderungen im Wärmeeintrag zu erheblichen Konsequenzen im Produktionsprozess führen können, da die Glasviskosität eine Exponentialfunktion der lokalen Temperatur ist.

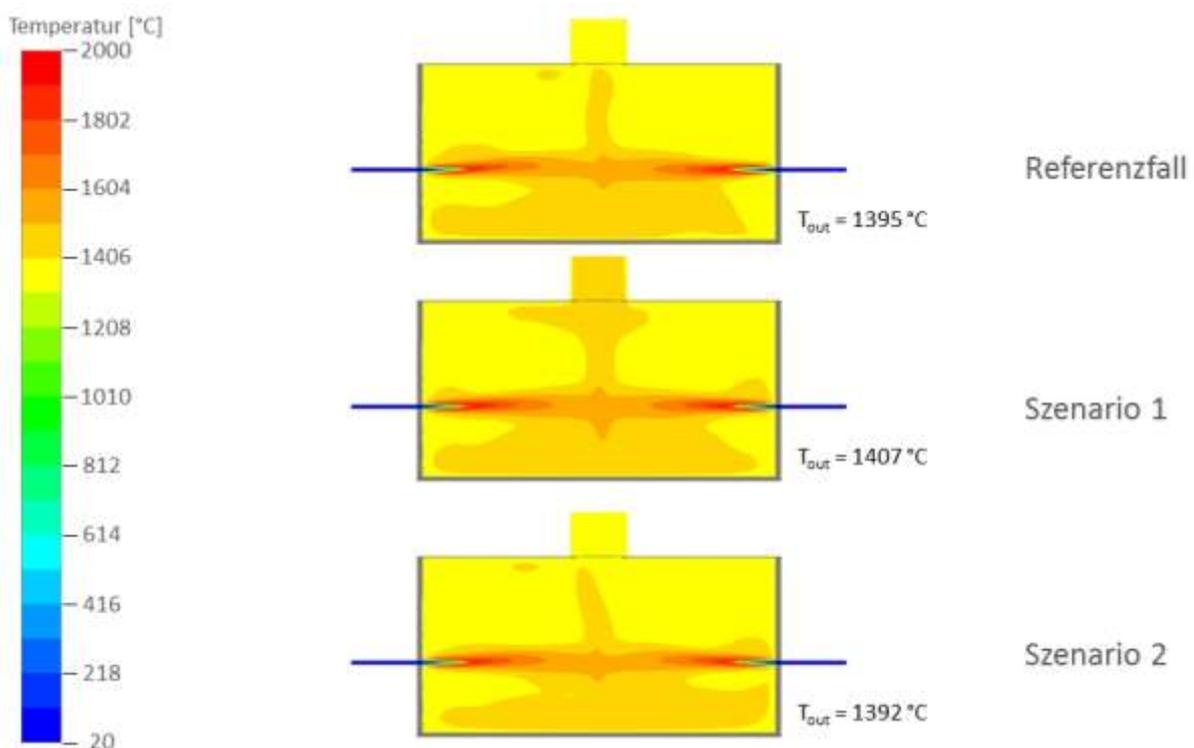


Abbildung 3.69: Temperaturverteilungen in der vertikalen Brennerebene eines Feeder-Segments für die verschiedenen Simulationen (Quelle: GWI)

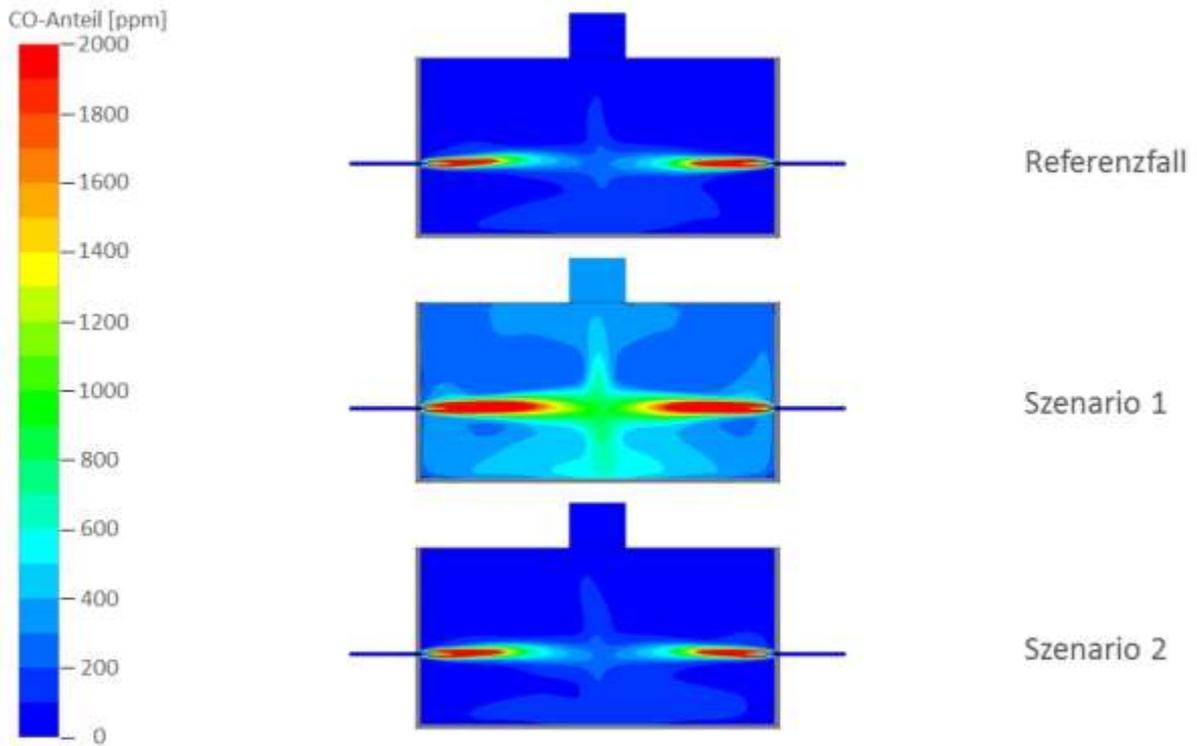


Abbildung 3.70: CO-Verteilungen in der vertikalen Brennebene eines Feeder-Segments für die verschiedenen Simulationen (Quelle: GWI)

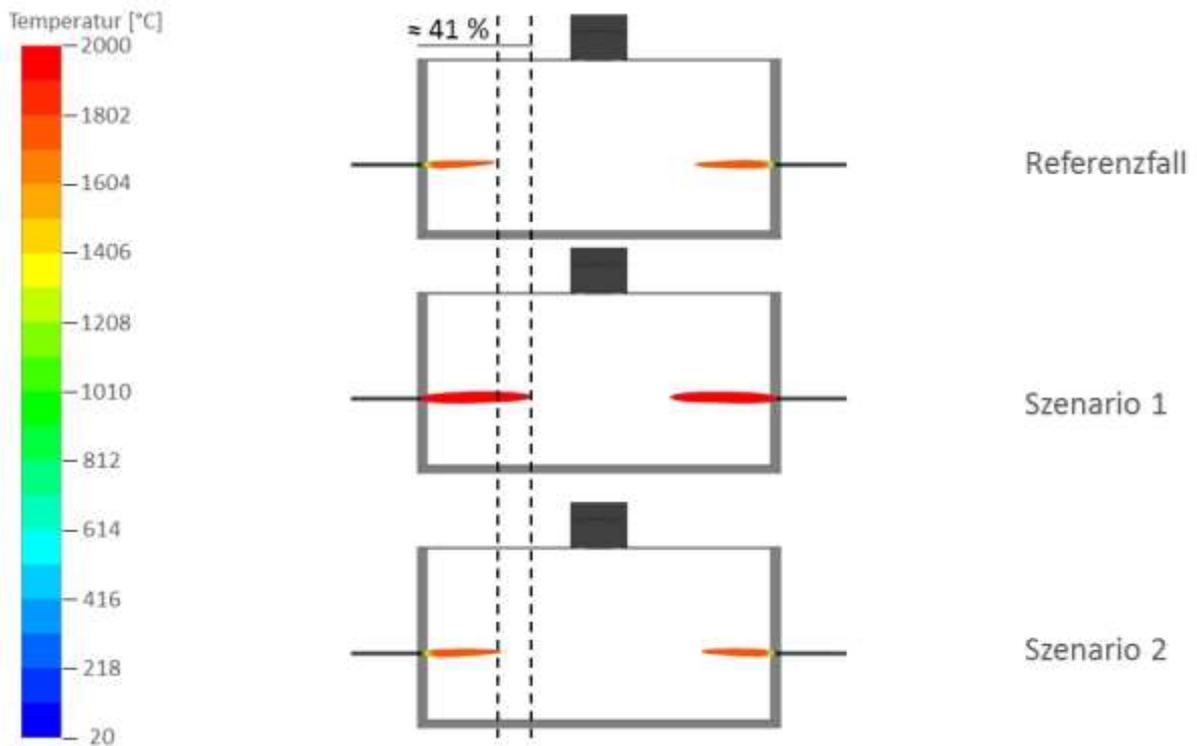


Abbildung 3.71: Darstellung der Flammenlänge f in der vertikalen Brennebene eines Feeder-Segments für die verschiedenen Simulationen (Iso-Flächen für $CO_{tr} = 2.000$ ppm) (Quelle: GWI)

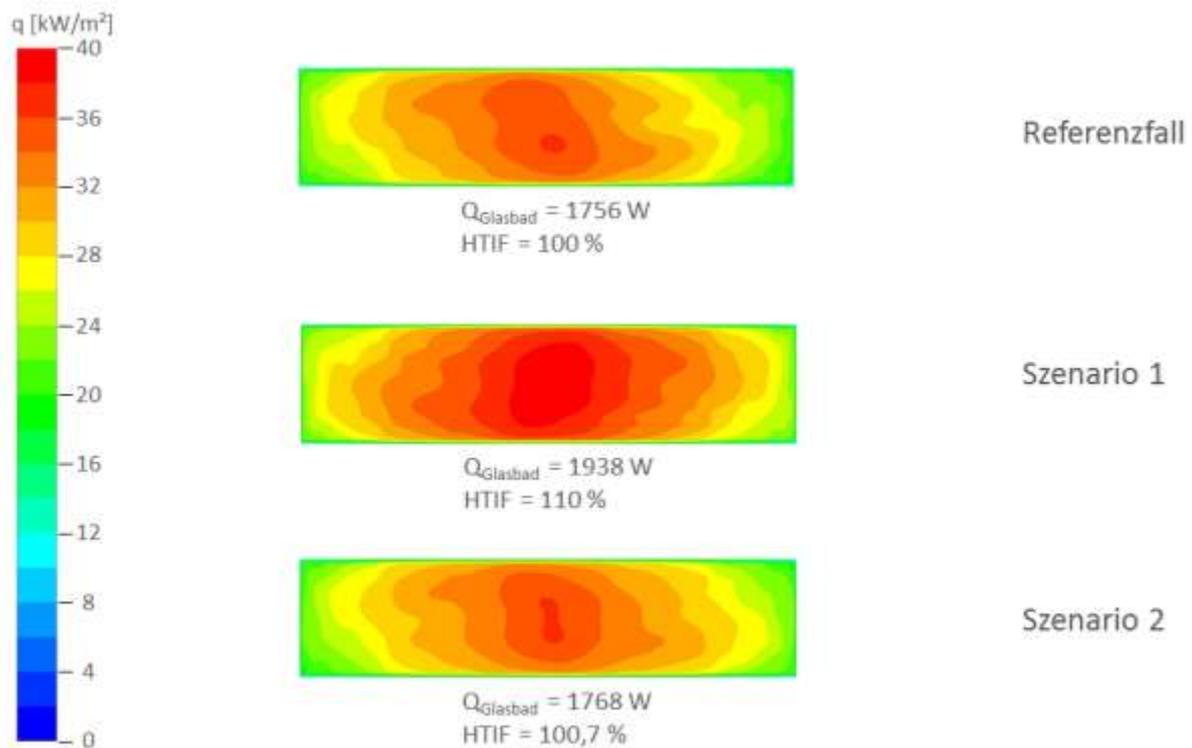


Abbildung 3.72: Verteilungen der Wärmestromdichten in das Glasbad eines Feeder-Segments für die verschiedenen Simulationen (Quelle: GWI)

Im Szenario 2 hingegen sind sowohl integraler Wärmeeintrag als auch die Verteilung der Wärmestromdichte auf der Glasbadoberfläche annähernd identisch mit dem Referenzfall, was einmal mehr die Notwendigkeit einer Regelungsstrategie in Kombination mit einer lokalen Gasbeschaffenheitsmessung unterstreicht.

3.4.2.5. Auswirkungen der Umstellung von L-Gas auf H-Gas auf eine regenerative Glasschmelzwanne

Die bisher vorgestellten Simulationen befassten sich mit den Auswirkungen eines unangekündigten Wechsels der lokalen Gasbeschaffenheit im H-Gas-Bereich auf Feuerungen in Schmelz- und Feeder-Aggregaten der Glasindustrie. Neben diesen Gasbeschaffenheitsfluktuationen im H-Gas-Netz steht derzeit noch eine andere, thematisch verwandte Aufgabe im Fokus der Gaswirtschaft und der betroffenen Gasverbraucher, die so genannte L-H-Gas-Marktraumumstellung. Das deutsche Erdgasnetz besteht aus zwei weitestgehend entkoppelten Netzbereichen, dem L-Gas-Netz und dem H-Gas-Netz. Das L-Gas-Netz macht etwa ein Drittel der deutschen Gasnetzinfrastruktur aus und ist im Wesentlichen im Nordwesten Deutschlands zu finden. Diese netztechnische Trennung ist historisch gewachsen und hängt damit zusammen, dass das L-Gas-Gebiet durch Erdgas aus den Niederlanden und aus der deutschen Gasproduktion versorgt wird, während Deutschland H-Gase aus Russland und Norwegen bezieht. L-Gas weist weitaus höhere Stickstoffanteile als H-Gas auf, wodurch sich deutlich niedrigere Brennwerte und Wobbe-Indizes ergeben. Da die Erdgasexporte aus den Niederlande bis 2030 zurückgehen, werden die deutschen L-Gas-Gebiete derzeit stückweise von L-Gas auf H-Gas umgestellt.

Dies bedeutet u. a., dass die in diesen Gebieten installierten Endverbraucher ihre Geräte und Anlagen auf das höherkalorische H-Gas anpassen müssen.

Im Folgenden werden nun die Auswirkungen einer Umschaltung von L- auf H-Gas im Rahmen der Marktraumumstellung untersucht. Dies ist zwar im weiteren Sinne ebenfalls eine Gasbeschaffenheitsänderung, unterscheidet sich aber von den vorangegangenen Fällen zum einen durch den extremen Wechsel von L-Gas nach H-Gas, zum anderen aber vor allem dadurch, dass es sich hier um eine geplante und im Vorfeld angekündigte, einmalige Maßnahme im Rahmen der Marktraumumstellung handelt.

Gegenstand der Simulationen ist erneut eine regenerative U-Flammen-Wanne, die Modellauswahl im CFD-Code entspricht Abschnitt 3.4.2.2. Im Gegensatz zu den vorangegangenen Simulationen werden in diesem Fall jedoch zwei definierte Gasgemische als Brenngase verwendet: ein Gemisch von 90 Vol.-% CH_4 und 10 % N_2 als L-Gas, und reines Methan als H-Gas. Bei den Simulationen werden sowohl Brennerleistung als auch Luftzahl konstant gehalten, dies entspricht Szenario 2 aus den vorangegangenen Simulationen. Auf Simulationen des unangepassten Systems (Szenario 1) wurde verzichtet, da im Rahmen der Umstellung die Feuerungsprozesse definitiv neu eingestellt werden müssen. Somit sind die Brennerleistung und Luftzahl in allen Fällen 6,5 MW bzw. 1,05, bei einer Luftvorwärmtemperatur von 1.190 °C.

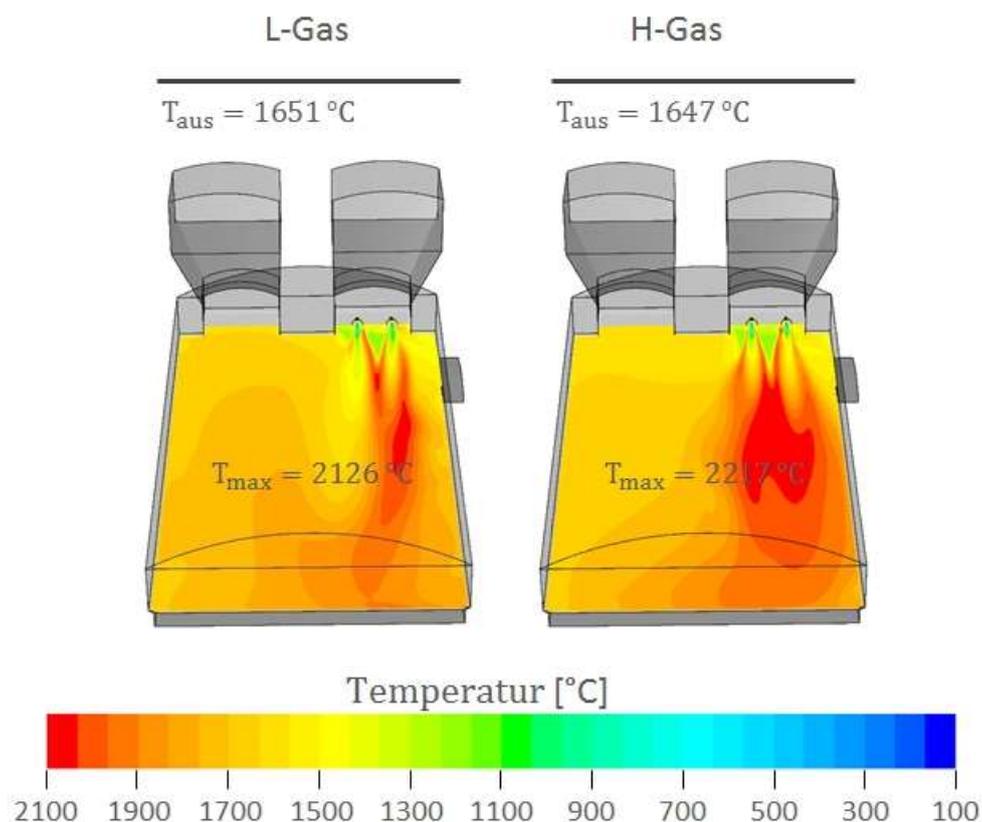


Abbildung 3.73: Temperaturverteilungen in der horizontalen Brennebene einer U-Flammenwanne für L- und H-Gas (Quelle: GWI)

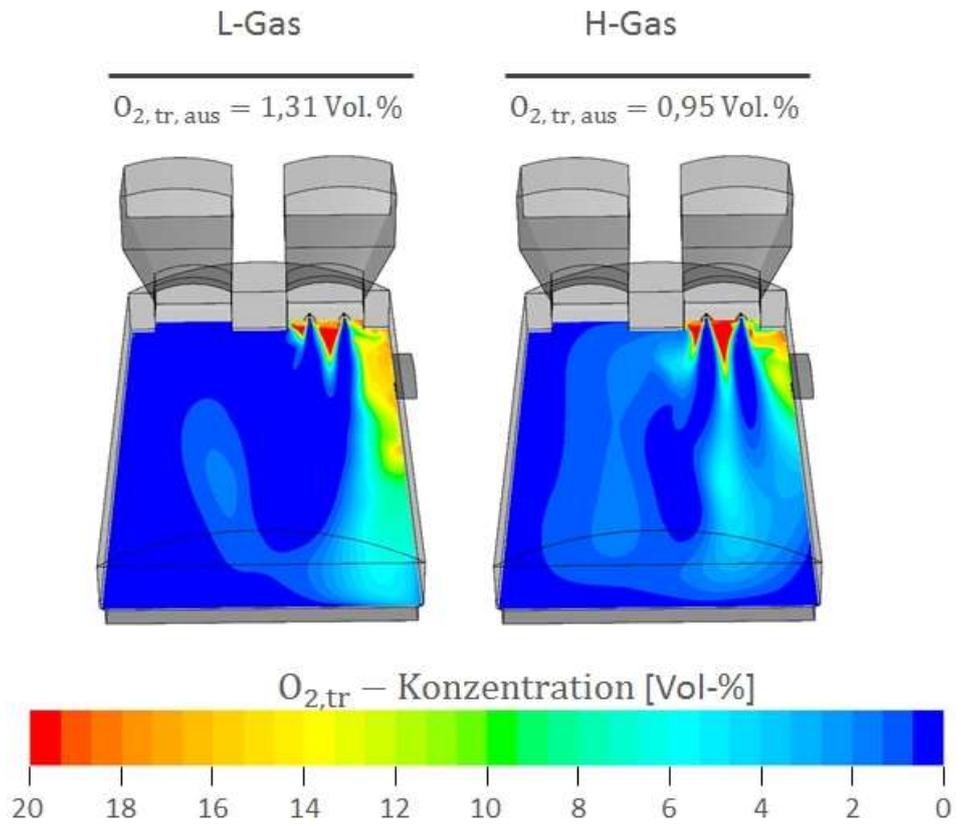


Abbildung 3.74: O_2 -Verteilungen in der horizontalen Brennebene einer U-Flammenwanne für L- und H-Gas (Quelle: GWI)

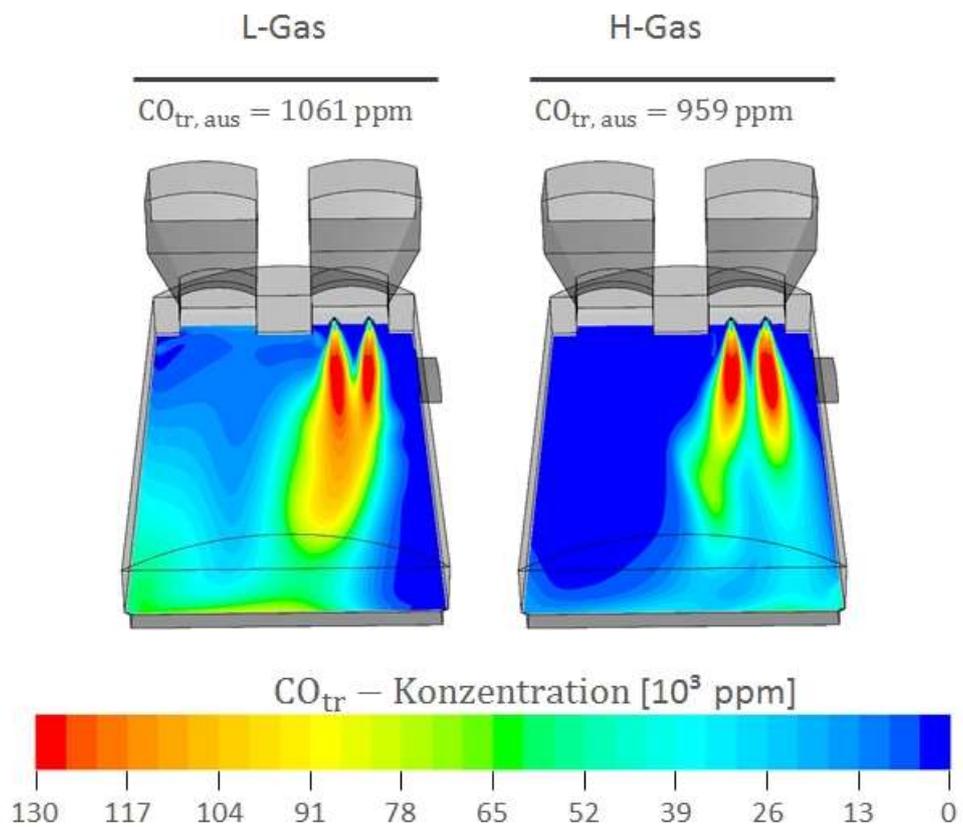


Abbildung 3.75: CO -Verteilungen in der horizontalen Brennebene einer U-Flammenwanne für L- und H-Gas (Quelle: GWI)

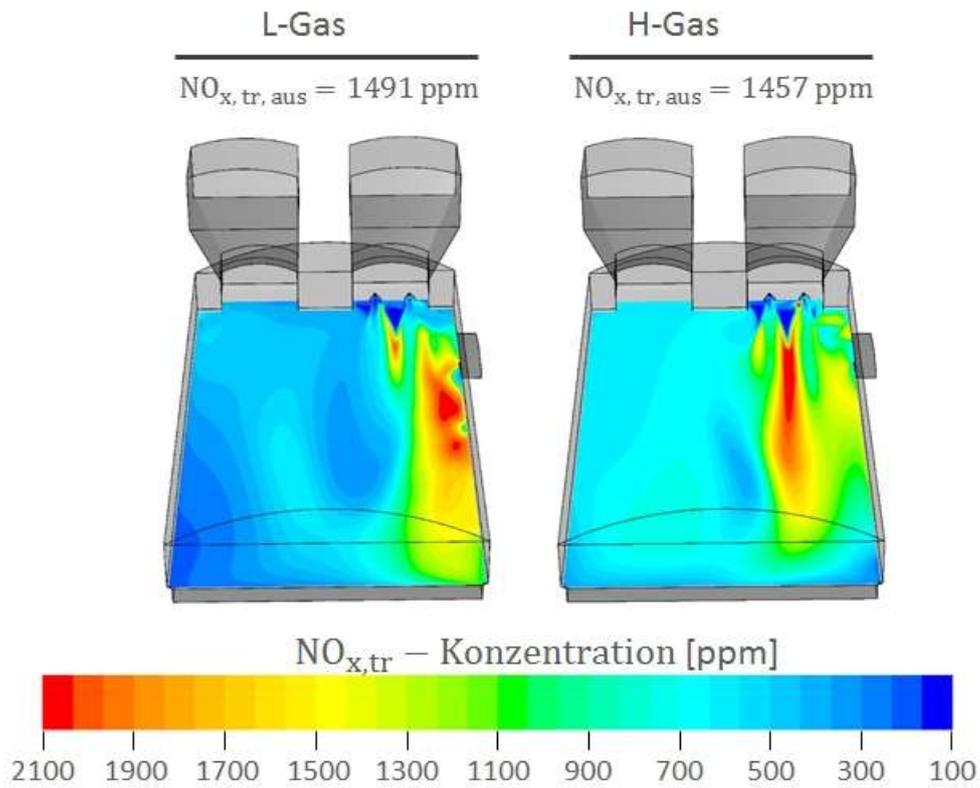


Abbildung 3.76: NO_x -Verteilungen in der horizontalen Brennebene einer U-Flammenwanne für L- und H-Gas (Quelle: GWI)

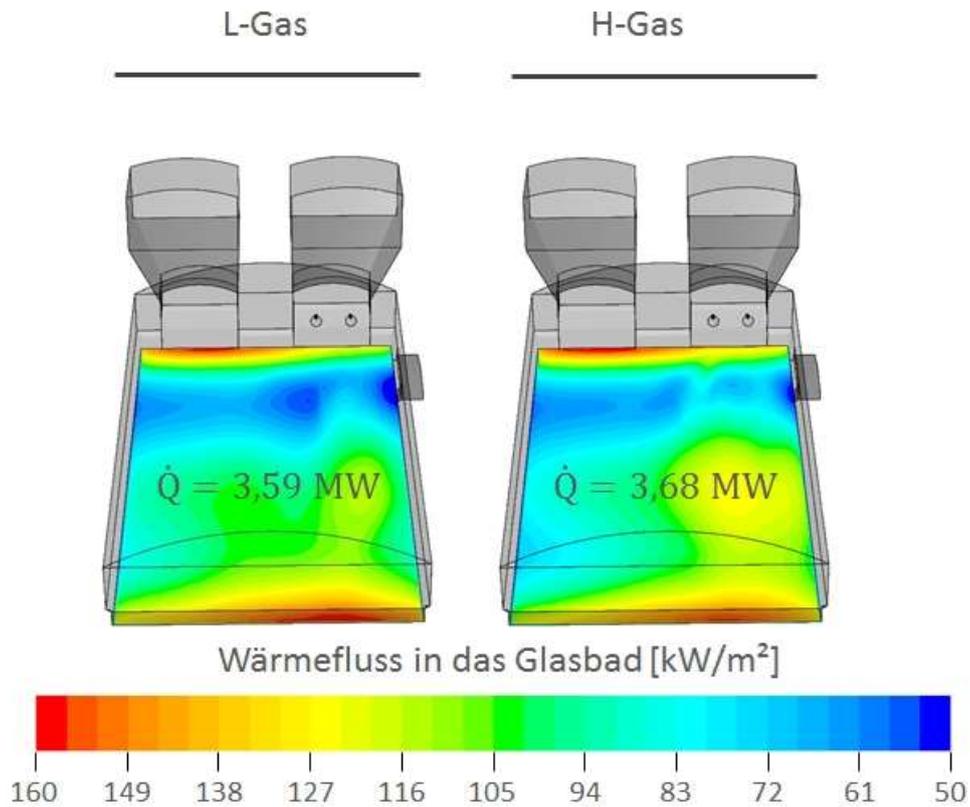


Abbildung 3.77: Wärmestromdichtenverteilungen an der Glasbadoberfläche einer U-Flammenwanne für L- und H-Gas (Quelle: GWI)

Die **Abbildungen 3.73 bis 3.76** zeigen Temperatur-, O₂-, CO- und NO_x-Verteilungen in der horizontalen Brennebene der Wanne, **Abbildung 3.77** zeigt die Verteilungen der Wärmestromdichte in das Glasbad.

Die Simulationen zeigen, dass, eine fachmännisch durchgeführte Anpassung des Feuerungsprozesses von L- auf H-Gas vorausgesetzt, die Auswirkungen aufgrund des Brenngaswechsels selbst bei einem komplexen industriellen Fertigungsprozess minimal sind. **Tabelle 3.8** veranschaulicht die relativen Veränderungen:

Tabelle 3.8: Auswirkungen der Anpassung von L-Gas auf H-Gas bei einer regenerativen Glaswanne. Die relativen Änderungen sind auf den L-Gas-Fall bezogen.

	L-Gas	H-Gas	Rel. Änderung
Austrittstemperatur [°C]	1.651	1.647	-0,24 %
O ₂ am Austritt [Vol.-%]	1,31	0,95	-37,9 %
CO _{tr} am Austritt [ppm]	1.061	959	-9,6 %
NO _{tr} am Austritt [ppm]	1.491	1.457	- 2,3 %
Wärmefluss in das Glasbad [MW]	3,59	3,68	+2,5 %

3.4.3 AS 4.3: Berechnung der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf die Regeneratoren und auf die Energiebilanzen der untersuchten Anlagen

Grundlagen

Der Glasherstellungsprozess besteht aus in sich verzahnten Prozessteilschritten, die es sehr schwer machen, den Effekt der Gasbeschaffenheitsschwankungen und die Folgen für einzelne Teilprozesse zu beurteilen. Gerade die Glasschmelzwanne und die dazugehörigen Regeneratoren verdecken oft Einzeleffekte, da mess- und bilanztechnisch meist über das Gesamtsystem Schmelzaggregat hinweg eine entsprechende Betrachtung vorgenommen wird. Um hier eine differenzierte Betrachtung vornehmen zu können, wird das Regeneratorprogramm der HVG genutzt, um zu versuchen, die Auswirkungen der Gasbeschaffenheitsschwankungen auf den Wärmetauscher einzeln/isoliert zu beschreiben.

Das verwendete Programm gestattet es, dass wärmetechnische Verhalten eines Regenerators an einer Glasschmelzwanne zu simulieren. Dabei werden nicht nur die Wärme- und Gasströme mit den zugehörigen Temperaturen im Regenerator selbst berechnet, sondern auch - mit einem sehr vereinfachenden Ansatz - die Verbrennungsvorgänge und der Wärmeaustausch im Oberofen (Verbrennungsraum der Glasschmelzwanne) und zwar in Abhängigkeit vom Durchsatz, der Brennstoffmenge, dem Scherbenanteil usw. berücksichtigt.

Es wird sowohl die Temperatur des Abgases als auch der Luft und der Steinschichten (jede Lage des Kammerbesatzes) mit Hilfe von Startwerten in Iterationsschleifen berechnet und so lange angepasst, bis sich bilanztechnisch ein stabiler Zustand ergibt. Eingabedaten sind die Geometrie des Regenerators und seiner Gitterung, dazugehörige Stoffdaten, Dauer der Wechselperiode, Betriebsdaten der Wanne (Durchsatz, Scherbenanteil, Brennstoffeigenschaften

und -menge, Betriebs- und Medientemperaturen aus der Messwarte bzw. mit Hilfe von Absaugthermometern vor Ort gemessen (s. Kap. 3.3.3)).

Nach Eingabe der Geometriedaten für eine der Wannen, die im Rahmen des Forschungsprojektes GQG messtechnisch untersucht wurden, kann nun der Einfluss von Gasbeschaffenheitsänderungen auf den Regenerator untersucht werden.

Es werden die folgenden Zustände verglichen:

- Zwei Fälle, die auch messtechnisch an der Anlage erfasst wurden:
 - Einsatz von Erdgas L (Fall 4)
 - und nach der Gas-Umstellung Erdgas H (Fall 2).
- Sowie zwei weitere H-Gase (die im Programmmodul hinterlegt sind), wobei
 - Fall 1 der Zusammensetzung eines Nordsee-H-Gases entspricht
 - und Fall 3 der eines Russland-H-Gases.

Die Schmelzanlage ist eine typische U-Flammenwanne zur Herstellung von Behälterglas. Der Wechsel der Regeneratoren findet alle 20 Minuten statt. Die Tonnage bei den Messungen der beiden Betriebszustände war nicht gleich und auch nicht über den Messzeitraum konstant, aber in einer vergleichbaren Größenordnung. Bei der Messung des Betriebszustandes mit Erdgas L wurde ein Farbglas erschmolzen und beim Einsatz von Erdgas H ein farbloses sog. Weißglas. Grundsätzlich unterscheiden sich viele Betriebs- und Randparameter geringfügig während der beiden Messkampagnen, aber bei Messungen an industriellen Thermoprozessanlagen muss man mit diesen „Unschärfen“ zurechtkommen, da die Produktion qualitativ hochwertiger Produkte das oberste Gebot ist. Die unterschiedlichen optischen Eigenschaften der Schmelzen werden bei der Berechnung in elementarer Weise berücksichtigt.

Vergleich Messung – Berechnung: Erdgas L und Erdgas H

Um die Alterung einer Anlage als verfälschenden Effekt bei der Auswertung zu vermeiden, wurden die Geometrie der betrachteten Glasschmelzwanne am Beginn der Wannenreise zur Modellierung herangezogen und auch die erfassten Verbrauchsdaten mit Hilfe der bekannten Abhängigkeiten vom Wannentalter entsprechend korrigiert. Zum Vergleich wurde auch der bei der Messung vorgefundene Zustand der Regeneratorkammern berücksichtigt und so die Messwerte zur Validierung bzw. Überprüfung der Eingabedaten genutzt. Es zeigte sich eine zufriedenstellende Übereinstimmung der Modellierung des gealterten Zustandes mit den Messdaten.

Tabelle 3.9 fasst die Ergebnisse der Modellierung der Regenerativkammern für unterschiedliche Gasqualitäten zusammen. In Anpassung an die Gegebenheiten der Glasindustrie wurden folgende Randbedingungen / Ausgangsdaten eingestellt bzw. konstant gehalten:

- Da die Überprüfung der Verbrennungsreaktion mit Hilfe einer sog. Lambdasonde im Kammerkopf weit verbreitet ist, um zur Vermeidung von erhöhten NO_x-Emissionen den Restsauerstoffgehalt so gering wie möglich zu halten, wurde die dafür benötigte

Luftmenge immer an den Brenngasvolumenstrom angepasst, wie es in der Glasindustrie üblicherweise mit Hilfe der Mess- und Regeltechnik auch geschieht. Die Luftzahl λ wurde auf 1,03 im Kammerkopf eingestellt.

- Die Temperaturen im Glasbad und die Entnahmetemperatur wurden konstant gehalten. Dies bedeutet, dass der Energieeintrag so adaptiert wurde, dass entsprechende Teilbilanzen bzw. Wärmeströme in die Schmelze konstant bleiben. Dies entspricht im Wesentlichen auch der Vorgehensweise bei der industriellen Schmelze von Glas.
- Folgende elementaren Betriebsparameter haben sich bei den beiden Messkampagnen unterschieden:
 - Glasfarbe: Farbglas im Februar 2017 und Weißglas im Dezember 2017
 - Tonnage: die Tonnage unterschied sich um ca. 10 %
 - Der Scherbenanteil des Gemenges wies einen Unterschied von ca. 5 % auf; der Scherbenanteil lag bei ca. 70 Gew.-%
 - Die Elektrozusatzheizung (EZH) war an die Glasfarbe angepasst.

Um z. B. Effekte der optischen Eigenschaften der Schmelze auf die Berechnungen auszuschließen, wurden bei der Modellierung sowohl bei Erdgas H als auch bei Erdgas L, entgegen den tatsächlichen Randbedingungen, nur mit folgenden angenommenen Einstellungen gearbeitet:

- Glasfarbe: weiß
- Tonnage: 95 t/d
- Scherbenanteil: 69 %
- EZH: 400 kW

Die Randbedingung, dass der Energieeintrag in die Schmelze gleichbleibt und die Temperaturen in der Schmelze in allen Fällen gleich sind, um eine vergleichbare Glasqualität im Produkt zu erreichen, führt dazu, dass sich in den Flammen- und Gewölbetemperatur keine großen Unterschiede ergeben dürfen.

Die unterschiedliche Gaschemie, vor allem die Gegenwart von höheren Alkanen hat entsprechende Auswirkungen auf mehrere Parameter, so dass klare Effekte nicht ohne weiteres zu erkennen sind. Von der Gaschemie hängt der Luftbedarf entscheidend ab, aber auch die Wärmekapazität des Abgases und die Wärmeübertragung im Regenerator. Der Luftbedarf und die Brenngasmenge, die an die Randbedingungen adaptiert wurde, beeinflussen das Abgasvolumen und damit die Strömungsgeschwindigkeit im Regenerator und damit den Wärmeaustausch zwischen Abgas und Kammerbesatz.

Tabelle 3.9: Ergebnisse der Modellierung des thermischen Verhaltens einer Regenerativkammer bei unterschiedlichen Gasqualitäten

Fall \ Eigenschaft	1	2	3	4
H_u in $J/m^3_N^{*)}$	37.576	36.742	35.790	32.430
Erdgas #)	H	H	H	L
Brenngasmenge in m^3_N/h	553,8	570,0	583,4	641,7
Luftmenge in m^3_N/h	5.432	5.580	5.434	5.492
Abgasvolumen nach Verbrennung in m^3_N/h	6.436	6.586	6.476	6.506
T_{Abgas} Eintritt Brennerhals in $^{\circ}C$	1.480,1	1.482,1	1.480,9	1.480,3
T_{Abgas} oberste Lage in $^{\circ}C$	1.424	1.426	1.425	1.424
T_{Abgas} unterste Lage in $^{\circ}C$	627	630	631	628
$T_{vorgewärmt}$ Luft oberste Lage in $^{\circ}C$	1.256	1.254	1.259	1.255
$T_{vorgewärmt}$ Luft unterste Lage in $^{\circ}C$	252	252	253	252
Max. T_{Flamme} in $^{\circ}C$	1.661	1.659	1.661	1.661
Gewölbetemperatur in $^{\circ}C$	1.455	1.455	1.454	1.455

*) bei Referenztemperaturen 25 $^{\circ}C/0^{\circ}C$

#) Fall 2 und 4 entsprechen in etwa den Gasen bei den beiden Messkampagnen (Gaschemie war nicht in allen Einzelheiten bekannt) mit Erdgas H und Erdgas L an derselben Anlage

All diese Vorgänge lassen sich nicht einzeln betrachten, sondern die Summe der sich teilweise kompensierenden Effekte und die an die industrielle Vorgehensweise angepassten Randbedingungen machen es eigentlich unmöglich, das Verhalten der Regenerativkammern bei Gasqualitätswechseln bzw. -schwankungen mit Hilfe einfacher Zusammenhänge vorauszusagen.

Tabelle 3.10: Mittlere spezifische Wärmekapazität unterschiedlicher Brenngase bei verschiedenen Temperaturen und Abgaszusammensetzung unter Berücksichtigung der Dissoziation											
Eigenschaft Fall Nr.	Gasart	Temperatur δ in °C	mittleres c_p in Wh/(m ³ _N K) (25 °C bis δ) [25 °C/0 °C]	Zusammensetzung in mol-%							
				H ₂ O	CO ₂	CO	N ₂	H ₂	OH	NO	O ₂
Abgas im Verbrennungsraum											
1	G 20	1.660	0,4762	19,31	8,62	0,703	70,62	0,327	0,03	0,013	0,355
2	G 25	1.660	0,4752	19,02	8,5	0,7	71,06	0,322	0,03	0,013	0,350
3	Russland-H-Gas	1.660	0,4764	19,2	8,7	0,71	70,67	0,325	0,03	0,013	0,358
4	Nordsee-H-Gas	1.660	0,4780	19,49	8,93	0,73	70,51	0,330	0,03	0,013	0,367
Brennerhals											
5	G 20	1.480	0,4529	19,44	9,27	0,122	71,02	0,066	0,011	0,007	0,067
6	G 25	1.480	0,4521	19,14	9,13	0,120	71,46	0,065	0,011	0,007	0,066
7	Russland-H-Gas	1.480	0,4530	19,33	9,34	0,123	71,07	0,065	0,011	0,007	0,068
8	Nordsee-H-Gas	1.480	0,4541	19,62	9,58	0,126	70,52	0,067	0,011	0,007	0,069
Oberste Lage Kammerbesatz											
9	G 20	1.425	0,4489	19,46	9,33	0,066	71,06	0,038	0,007	0,006	0,040
10	G 25	1.425	0,4482	19,16	9,19	0,065	71,50	0,037	0,007	0,006	0,040
11	Russland-H-Gas	1.425	0,4490	19,34	9,40	0,067	71,11	0,037	0,007	0,006	0,040
12	Nordsee-H-Gas	1.425	0,4500	19,64	9,64	0,068	70,56	0,038	0,007	0,006	0,041
Unterste Lage Kammerbesatz (Schlitzbögen)											
13	G 20	630	0,4093	19,48	9,4		71,12				
14	G 25	630	0,4088	19,18	9,26		71,56				
15	Russland-H-Gas	630	0,4094	19,36	9,47		71,16				
16	Nordsee-H-Gas	630	0,4101	19,8	9,79		71,12				

Tabelle 3.10 zeigt die mittlere spezifische Wärmekapazität für Abgase aus unterschiedlichen Brenngaszusammensetzungen. Außerdem ist in **Tabelle 3.10** auch die Zusammensetzung des Abgases unter Berücksichtigung der Dissoziation angegeben. Für diese 4 Brenngas- bzw. Abgaszusammensetzungen sind auch die Strahlungsspektren in Kapitel 3.2.2 beispielhaft berechnet.

Die geringen Unterschiede in der Wärmekapazität und die unterschiedlichen Abgasvolumenströme, basierend auf dem unterschiedlichen Brenngasbedarf und der sich unterscheidenden minimalen Luftmenge führen dann zu den in **Tabelle 3.11** dargestellten Unterschiede in der Enthalpie, die in einer Zeiteinheit (1 Stunde) den Verbrennungsraum verlässt, obwohl die Temperatur der Abgase bei den Berechnungen fast konstant bei 1.480 °C liegt.

Tabelle 3.11: Enthalpie des Abgases beim Verlassen des Verbrennungsraumes bei unterschiedlichen Brenngasen als Ergebnis der Regeneratorberechnung

Gas	Temp. in Grad C	Enthalpie in Wh/m ³ _N [25/0]	Abgasmenge stöchiometrisch in m ³ _N /h	Enthalpie“menge“ des Abgases beim Eintritt in den Brennerhals in kWh/h
G 20	1.480	658,972	6.462	4.258
G 25	1.480	657,877	6.587	4.333
Russland-H-Gas	1.480	659,055	6.672	4.397
Nordsee-H-Gas	1.480	660,944	6.459	4.269

3.5 AS 5: Anpassung der Steuerungs- und Regelstrategien zum Ausgleich der Gasbeschaffenheitsschwankungen

3.5.1 AS 5.1: Analyse der Auswirkungen der Gasbeschaffenheitswechsel auf den Glasproduktionsprozess

Prinzipiell lassen sich die Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf den Feuerungsprozess unterscheiden in Effekte, die sich aus veränderten verbrennungstechnischen Kenngrößen ergeben (etwa Heiz- oder Brennwerte, Dichten oder Wobbe-Indices), und Effekte reaktionskinetischer Art, bei denen die veränderte Gaszusammensetzung Auswirkungen auf Reaktionspfade und Zündverhalten im Verbrennungsprozess hat. In der Regel spielen die erstgenannten Effekte für großtechnische Anwendungen in Industrie- und Kraftwerkstechnik die größere Rolle, obwohl bei Phänomenen wie Motorklopfen oder thermo-akustischen Schwingungen reaktionskinetische Aspekte einen wesentlichen Einfluss ausüben. Diese Effekte sind bei Thermoprozessanlagen jedoch in der Regel nur von geringer Bedeutung und eher für Gasturbinen und -motoren relevant (siehe z. B. [36]).

Aus feuerungstechnischer Sicht sind die Brennerleistung und die Luftzahl die entscheidenden Prozessparameter in einem Feuerungsprozess. Die Brennerleistung gibt die in den Brennraum eingebrachte Energiemenge pro Zeit an, während die Luftzahl beschreibt, wieviel Oxidator für

den Verbrennungsprozess zur Verfügung steht, was erhebliche Auswirkungen auf die auftretenden Temperaturen und Flammenformen, aber auch die Bildung von Schadstoffen (CO, NO_x, Ruß), hat.

Die Brenngaszusammensetzung geht sowohl über den Heizwert als auch den minimalen Sauerstoff- bzw. Luftbedarf in diese Prozessparameter ein. Wichtig ist in diesem Kontext, dass der Heiz- bzw. Brennwert eines Gases sehr gut mit dem entsprechenden minimalen Luftbedarf korreliert, wie die **Abbildung 3.78** für ein weites Spektrum von Brenngasen und die **Abbildung 3.79** für verschiedene Erdgase veranschaulichen.

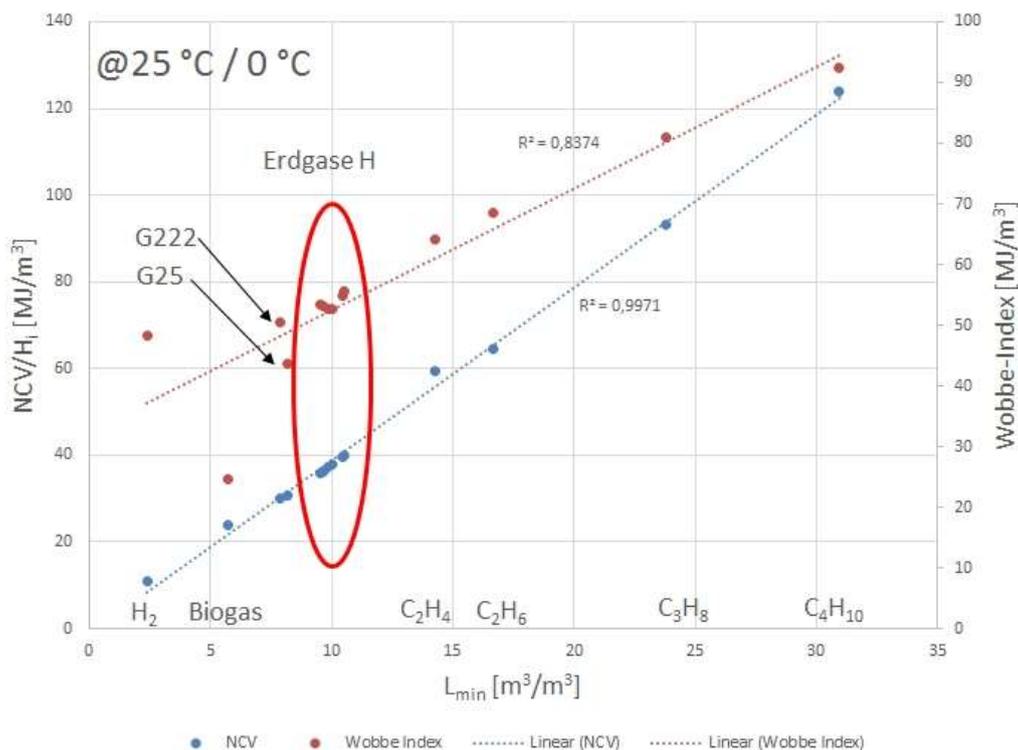


Abbildung 3.78: Korrelationen zwischen Mindestluftbedarf L_{min} , dem Heizwert und dem (oberen) Wobbe-Index für verschiedene Brenngase (Quelle: GWI)

Die Korrelation zwischen Wobbe-Indizes und minimalem Luftbedarf, ebenfalls in den Abbildungen dargestellt, ist hingegen weitaus schwächer und vor allem auch nicht eindeutig, wie insbesondere beim Vergleich von Russland-H- und Nordsee-H-Gas auffällt. Beide Gase weisen annähernd identische Wobbe-Indizes auf, unterscheiden sich aber deutlich in Mindestluftbedarf und Heizwert. Dies bedeutet, dass eine lokale Gasbeschaffenheitsmessung mit Hilfe des Wobbe-Index diese beiden Erdgase nicht unterscheiden und auch nicht entsprechend den Mindestluftbedarf anpassen könnte. Die Auswirkungen wurden in einem vorangegangenen Kapitel mit Hilfe von CFD-Simulationen illustriert.

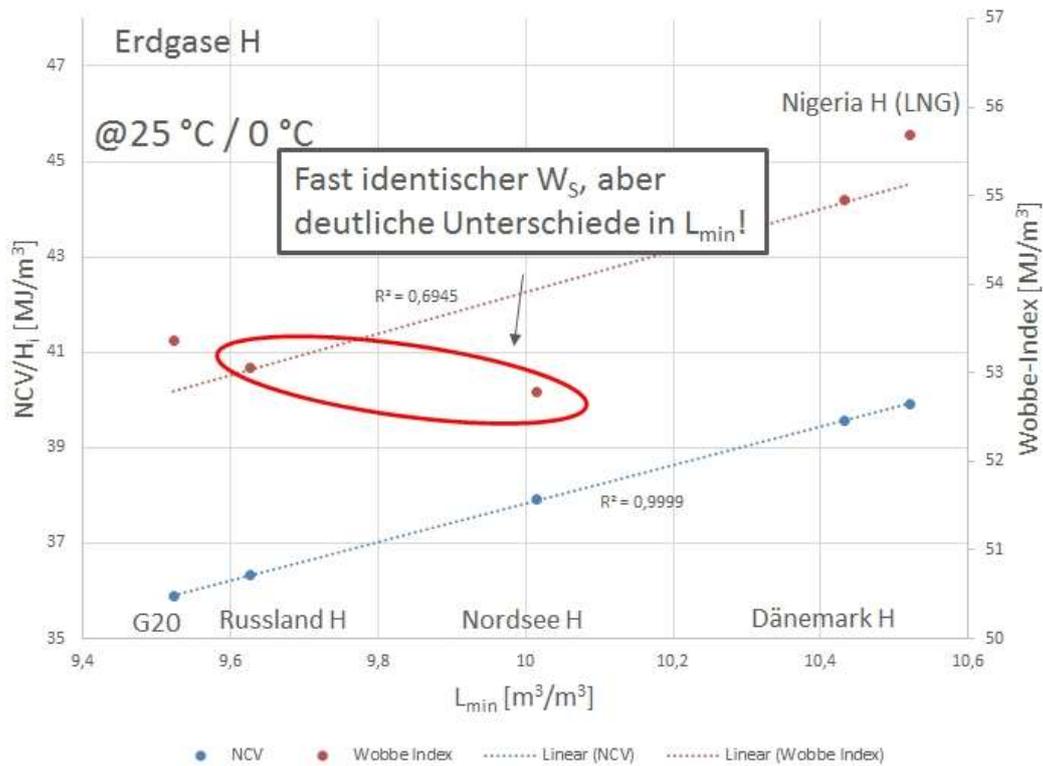


Abbildung 3.79: Korrelationen zwischen Mindestluftbedarf L_{min} , dem Heizwert und dem (oberen) Wobbe-Index für verschiedene Erdgase (Quelle: GWI)

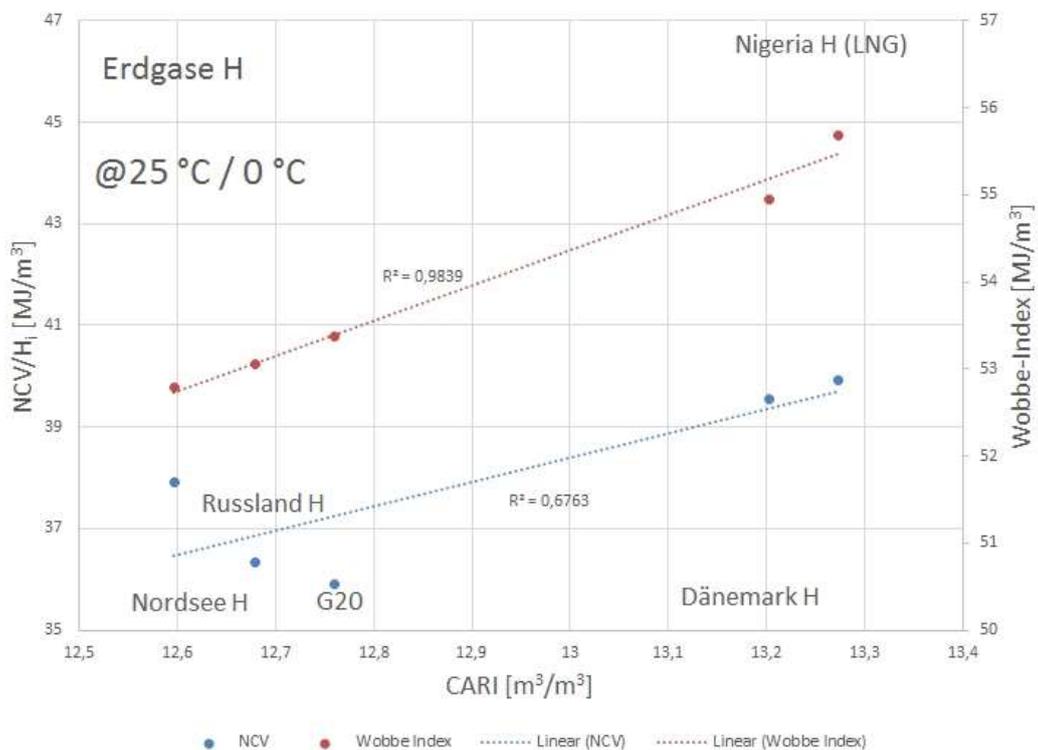


Abbildung 3.80: Korrelationen zwischen CARI, dem Heizwert und dem (oberen) Wobbe-Index für verschiedene Erdgase (Quelle: GWI)

Zudem weisen französische Quellen [8] darauf hin, dass die Ermittlung des Energieeintrags in einen Verbrennungsprozess in gewisser Weise auch davon abhängig ist, auf welche Weise die Volumenströme gemessen werden. Wenn Volumenströme mit Hilfe von Differenzdrücken bestimmt werden, also etwa mit Messblenden oder Venturi-Düsen, ist der Wobbe-Index durchaus geeignet. Allerdings muss dann aus oben genannten Gründen die benötigte Luftmenge nicht mehr über den Mindestluftbedarf L_{min} , sondern über den so genannten CARI-Wert (CARI: Combustion Air Requirement Index) ermittelt werden. Der CARI-Wert ist, analog zum Wobbe-Index, der mit der Wurzel der relativen Dichte gewichtete Mindestluftbedarf:

$$CARI = \frac{L_{min}}{\sqrt{a}} \quad (3.19).$$

Laut [8] werden bei etwa 50 % der Industrieanlagen in Frankreich Volumenströme mittels Differenzdrücken bestimmt, d. h. für diese Anlagen wäre der Wobbe-Index eine aussagekräftige Größe. Es ist anzunehmen, dass die Größenordnung in der deutschen Thermoprozesstechnik in einer ähnlichen Größenordnung liegt. Werden hingegen Gas- und Luftvolumen- oder massenströme mit Hilfe anderer messtechnischer Verfahren bestimmt, ist der Wobbe-Index per se ungeeignet zur Bestimmung der Brennerleistung.

Die bereits vorgestellten Simulationen zeigen die wesentlichen Folgen, falls eine Gasbeschaffenheitsschwankung auftritt und nicht in geeigneter Weise kompensiert wird (Szenario 1). Es sei an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass viele der beschriebenen Effekte auch in hohem Maße von der Brenner- und Feuerraumkonstruktion abhängig sind und sich nicht allein auf die Brenngaseigenschaften zurückführen lassen.

Durch die veränderten Heizwerte und Mindestluftbedarfe verändern sich Brennerleistungen und Luftzahlen, mit Auswirkungen auf die Flammenform, auftretende (Maximal)-Temperaturen und Schadstoffemissionen. Gleichzeitig verschiebt sich die Energiebilanz des Ofens, was sich wiederum auch auf die an das Glasbad übertragene Wärmeleistung und somit die Prozesseffizienzen auswirkt.

Führt ein Gasbeschaffenheitswechsel zu einer reduzierten Luftzahl, werden die Flammen länger, da das Sauerstoffangebot reduziert wird. CFD-Simulationen aus einem anderen Projekt belegen, dass die Brennerleistung im Vergleich zur Luftzahl nur eine untergeordnete Rolle auf die Flammenform spielt [35]. Gleichzeitig werden in der Regel CO-Emissionen steigen, während NO_x-Emissionen oft sinken, da das O₂-Angebot reduziert wird und die Hauptverbrennungsreaktionen mit der NO-Bildung um den verfügbaren Sauerstoff konkurrieren. Bei der extrem nah-stöchiometrischen Fahrweise in vielen Aggregaten der Glasindustrie ist die Gefahr einer global unterstöchiometrischen Verbrennung gegeben.

Führt der Wechsel der Gasbeschaffenheit hingegen zu einer höheren globalen Luftzahl, verliert der Prozess an Effizienz, während gleichzeitig NO_x-Emissionen aufgrund des höheren O₂-Angebots bei immer noch sehr hohen Temperaturen häufig steigen. Die Flammen werden in der Regel kürzer.

Generell dürften nah-stöchiometrische Oxy-Fuel-Prozesse empfindlicher auf Veränderungen der lokalen Gasbeschaffenheiten reagieren als Prozesse mit dem Oxidator Luft. Reaktionskinetische Effekte sollten hingegen bei den nicht-vorgemischten Verbrennungssystemen in Glasschmelzwannen keine signifikante Rolle spielen.

Vormischbrenner, wie man sie z. B. Feedern findet, sind hingegen in der Regel weitaus empfindlicher als nicht-vorgemischte Brenner, so dass hier neben den beschriebenen Effekten auch reaktionskinetische Phänomene eine Rolle spielen können. Da aber die laminaren Verbrennungsgeschwindigkeiten von Erdgasen meist relativ nah beieinanderliegen, sollten Auswirkungen wie etwa Flammenabheben oder Flammenrückschläge nur im extremen Teillastbereich auftreten.

Auswirkungen schnell und kurzfristig wirkender Heizwertsprünge manifestieren sich innerhalb von Minuten an den Abgaswerten, d. h. im O₂- und CO-Gehalt nach dem Feuerraum der Schmelzanlage. Auswirkungen auf produktionsrelevante Temperaturen werden aufgrund der großen Speichermasse in Wänden und im Schmelzgut üblicherweise erst nach Stunden sichtbar, sind dann jedoch aus dem gleichen Grund auch nur allmählich korrigierbar.

Die Messung von O₂ und CO im Abgas stellt daher den besten Indikator für eventuell auftretende Probleme dar.

In **Abbildung 3.81** ist ein Beispiel eines drastischen Gasbeschaffenheitswechsels und die daraus resultierenden Auswirkungen anhand eines Ausschnitts der Leitwartendaten einer Glasschmelzwanne dargestellt.

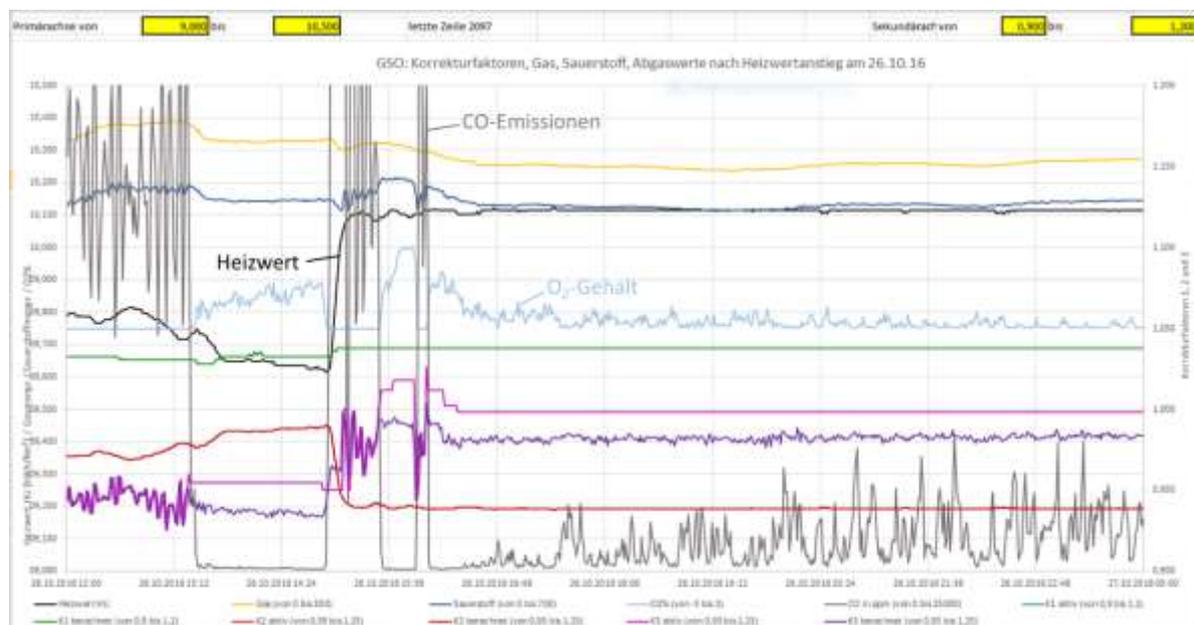


Abbildung 3.81: Darstellung verschiedener Prozessgrößen einer Glasschmelzwanne bei einem Heizwertanstieg um mehr als 5 % (Quelle: STG)

Der Heizwert (schwarze Kurve) springt innerhalb von 10 Minuten von 9,6 auf 10,1 kWh/m³, d. h. um mehr als 5 %, offenbar infolge einer Umschaltung der Gasversorgung von Biogas auf

russisches Erdgas. Die Gasmenge (gelbe Kurve) wurde durch die Ofensteuerung entsprechend um 5 % vermindert, die Sauerstoffzufuhr (dunkelblaue Kurve) wurde jedoch bei Beibehaltung eines festen Verhältnisses fälschlich ebenfalls um 5 % vermindert. Im Ergebnis fällt der auch zuvor bereits niedrige Restsauerstoff (hellblaue Kurve) im Abgas von knapp 1 Vol.-% auf null und es entstehen CO-Spitzen (graue Kurve) bis 37.000 ppm.

Ein klassisches Beispiel für die schnellen Auswirkungen einer Gasqualitätsschwankung auf die Abgaswerte als erstem Indikator für evtl. Probleme, und zugleich eine eindrucksvolle Demonstration, wie falsch die immer noch verbreitete Einstellung ist, mit einem festen Luftverhältnis wäre man „auf der sicheren Seite.“

Tatsächlich zeigen ausnahmslos alle Aufzeichnungen, dass Schwankungen von Heizwert, Wobbe-Index, Gasdichte, Luftbedarf je m_N^3 Gas z. T. erheblichen Schwankungen unterliegen, während allein der Luftbedarf je Energieeinheit $LMINE = 0,956 \dots 0,957 m_N^3/kWh$ sich über alle auftretenden Schwankungen hinweg als nahezu konstant präsentiert, siehe dazu auch **Abbildung 3.78**.

In den **Abbildungen 3.82 bis 3.84** sind Beispiele dafür von Messungen der Gasbeschaffenheit an 3 Glasstandorten in Deutschland aufgeführt. Die gelben Linien stellen den Wobbe-Index, die schwarzen Linien den Heizwert, die blauen Linien die Dichte, die orangen Linien den minimalen Luftbedarf und die grünen Linien den Luftbedarf je Energieeinheit dar.

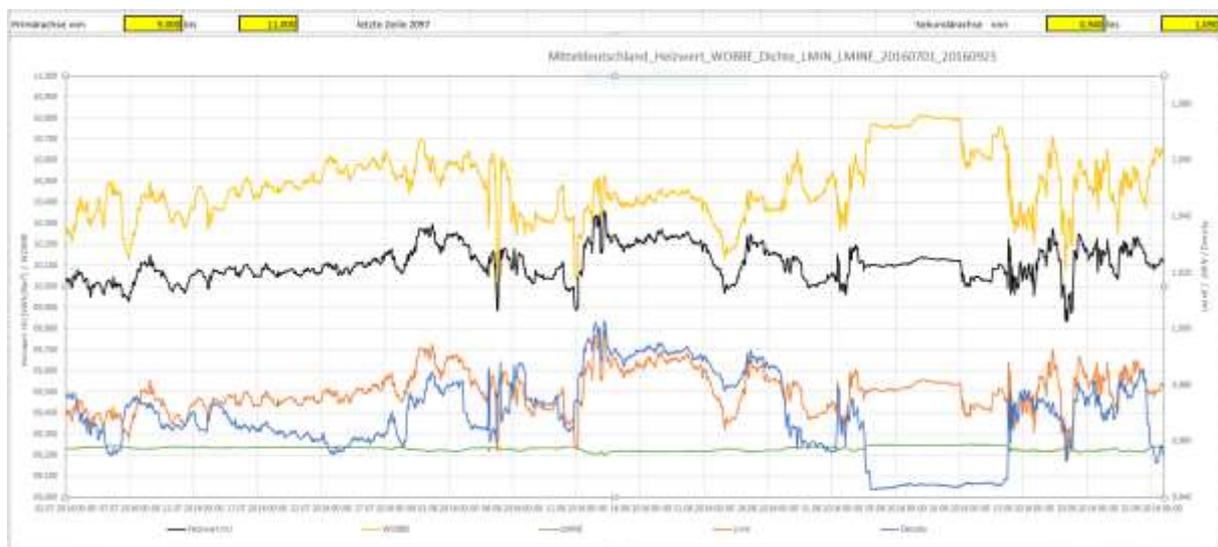


Abbildung 3.82: Heizwert, Wobbe-Index, Dichte, minimaler Luftbedarf und LMINE am Standort 1 (Quelle: STG)



Abbildung 3.83: Heizwert, Wobbe-Index, Dichte, minimaler Luftbedarf und LMINE am Standort 2 (Quelle: STG)

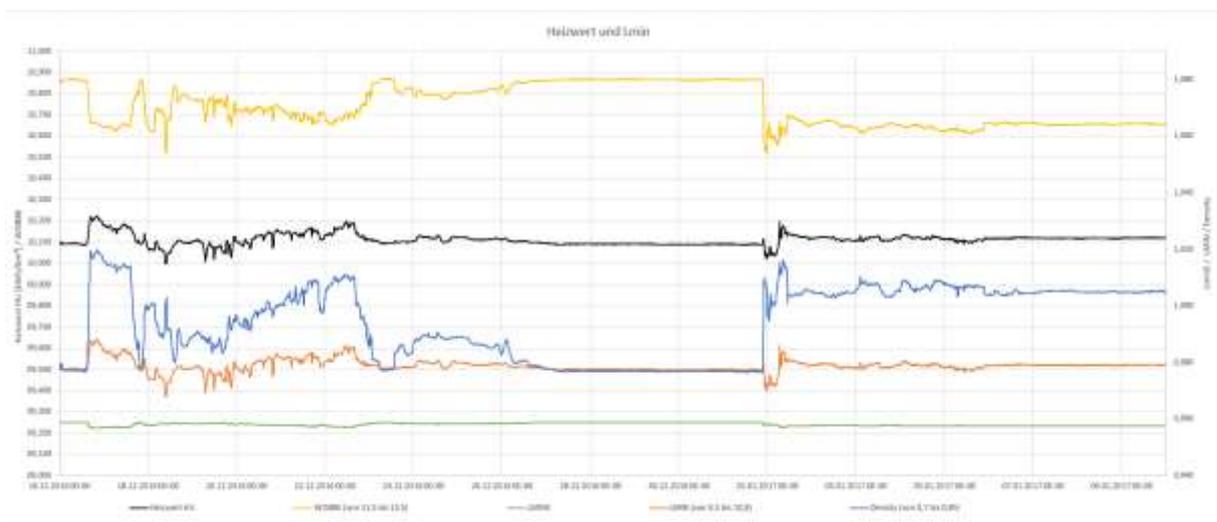


Abbildung 3.84: Heizwert, Wobbe-Index, Dichte, minimaler Luftbedarf und LMINE am Standort 3 (Quelle: STG)

Trotz der erheblichen Schwankungen der dargestellten Gasbeschaffenheitsdaten ist der Wert LMINE (grüne Linie) nahezu konstant für alle aufgeführten Beispiele.

3.5.2 AS 5.2: Analyse und Bewertung der eingesetzten Messkonzepte und -geräte

Generell lässt sich über alle untersuchten und im Feld installierten Messgeräte sagen, dass sie die erforderliche Robustheit und Zuverlässigkeit in einem industriellen Umfeld aufweisen, so dass es hinsichtlich der Eignung für eine dauerhafte Messung der Gasbeschaffenheit keine Einschränkungen gibt.

Die im Arbeitsschritt 1.1 und 3.1 (siehe entsprechende Kapitel) untersuchten und installierten Messgeräte wurden nach folgenden messtechnischen und wirtschaftlichen Kriterien bewertet:

- Messung kalorischer Parameter
 - Art und Anzahl der Parameter, Messgenauigkeit
- Dichtemessung

- Messgenauigkeit
- Gaszusammensetzung
 - Umfang der Gasanalyse, Messgenauigkeit, Querempfindlichkeiten
- Wasserstoffhaltige Gase
 - Kann H₂ gemessen werden? Querempfindlichkeiten, Konzentrationen
- Geschwindigkeit
 - Kontinuierliche/diskontinuierliche Messung, Ansprechzeit
- Installationsaufwand
 - Platzbedarf, Medienversorgung, Aufstellbedingungen, Komplexität
- Handhabung
 - Anforderung an Bediener, Aufwand, Verständlichkeit
- Investitionskosten
 - Gerätekosten, Kosten der Installation
- Betriebskosten
 - Kalibriergase, Zusatzmedien, Trägergase, Wartungsaufwand

Zwischen den drei Gerätetypen und auch zwischen den Messgeräten einer Kategorie bestehen teilweise erhebliche Unterschiede hinsichtlich der untersuchten Vergleichsgrößen. Darüber hinaus werden an die Aufstellbedingungen von den einzelnen Geräten abweichende Anforderungen gestellt. Eine Empfehlung eines bestimmten Gerätes oder einer Kategorie ist nicht ohne weiteres möglich.

Einige Besonderheiten bzw. Unterschiede, die während der Untersuchungen bzw. während des Betriebs aufgefallen sind, sind nachfolgend aufgeführt:

Gaschromatographen:

- Hohe Messgenauigkeit
- Echte und umfassende Gasanalyse, zahlreiche Ergebnisparameter
- Diskontinuierliche Messung, Intervalle von mehreren Minuten
- Nicht alle Geräte sind für H₂-haltige Erdgase geeignet
- Komplexe Installation, mindestens 1 Trägergas + 1 Kalibriergas
- Teilweise komplizierte Handhabung (Gerätesoftware, Bedienung)
- Geeichter Betrieb verursacht hohe Zusatzkosten
- Probennahme erfordert besondere Aufmerksamkeit (geringer Durchfluss, diskontinuierliche Messung)
- Begrenzte Lebensdauer der Trennsäulen

Kalorimeter / kalorimeterartige Messgeräte:

- Gute Messgenauigkeit
- Kalorische Parameter, Dichte, keine umfassende Gasanalyse, evtl. zusätzliche Parameter

- Kontinuierliche schnelle Messung
- Unempfindlich gegenüber H₂ und Sondergasen im Erdgas
- Meist einfache Handhabung
- Mindestens ein Kalibriergas erforderlich
- Teilweise muss Abgas abgeleitet werden (Gerät mit Kaminrohr)
- Temperatur- und Druckschwankungen am Aufstellort können problematisch sein, deshalb evtl. Klimaschrank erforderlich (Zusatzkosten, Betriebskosten, Platzbedarf)
- Teilweise raumluftabhängig

Besonderheiten korrelative Messgeräte

- Einfache Installation
- geringer Platzbedarf
- kalorische Parameter, Dichte, keine echte Gasanalyse, evtl. zusätzliche Parameter
- kontinuierliche schnelle Messung
- teilweise wird kein Kalibriergas benötigt
- meist empfindlich gegenüber H₂ im Erdgas, Konzentrationen ab 2 - 5 Vol.-% verursachen vereinzelt signifikante Messwertabweichungen
- Handhabung kann sehr einfach, aber auch kompliziert sein
- kein Abgas, keine Zusatzmedien erforderlich

In der **Abbildung 3.85** sind die drei untersuchten Messkonzepte qualitativ bewertet.

	Prozessgas- chromatograph	Kalorimeterartige Messgeräte	Korrelative Messgeräte
Messung kalorischer Parameter	++	++	+
Dichtemessung	++	+	-
Gaszusammensetzung	++	-	0
wasserstoffhaltige Gase	+	0	-
Geschwindigkeit	--	++	++
Installationsaufwand	-	0	++
Handhabung	0	+	++
Investitionskosten	--	0	+
Betriebskosten	-	-	+

Erklärung:

++	=	stark positiv	-	=	negativ
+	=	positiv	--	=	stark negativ
0	=	neutral			

Abbildung 3.85: Qualitative Bewertung der untersuchten Messgeräte und -konzepte (Quelle: GWI)

Einsatz des neuen BFI-Demonstrators bei einem Glasproduzenten

Wie im Kapitel 3.1.1 beschrieben, wurde der überarbeitete, neue Demonstrator erfolgreich am GWI mit unterschiedlichen Gasgemischen untersucht. Die Labortests des GWIs zeigten einen relativen Fehler von Messwerten des Demonstrators und Analysewerten von unter 2 %. Dennoch wurde das System, in Hinblick auf Erhöhung der Messgenauigkeit, weiter optimiert. Hierfür wurde u. a. die Kalibrierung des Gerätes verbessert. Anschließend wurde gemeinsam mit einem Glasproduzenten ein Aufstellungsort im Postleitzahlgebiet 4 in der Nähe einer Erdgasleitung ausgewählt. Die Anforderungen an den Aufstellungsort waren im Wesentlichen:

- Möglichkeit einer Gasentnahme in der Nähe einer Erdgasleitung
- kurze Wege zur Erdgasleitung zur Minimierung von Messtotzeiten
- Möglichkeit der Erfassung und Speicherung von Messwerten des Demonstrators
- Sichere Stromversorgung
- Möglichst staubfreier, trockener und windgeschützter Aufstellungsort

Der Demonstrator wurde an den Glasproduzenten ausgeliefert, von einer Fremdfirma aufgebaut, vom BFI vor Ort in Betrieb genommen und getestet. Die Ausgangssignale des Demonstrators wurden auf ein Messdatenerfassungssystem des Glasproduzenten aufgelegt und kontinuierlich abgespeichert. In **Abbildung 3.86** ist der überarbeitete Demonstrator aufgebaut im Betrieb des Glasproduzenten fotografisch dargestellt.



Abbildung 3.86: Überarbeiteter Demonstrator auf dem Werksgelände des Glasproduzenten (Quelle: BFI)

Nach erfolgreicher Inbetriebnahme wurden erste Messergebnisse vom Glasproduzenten an das BFI übermittelt. Eine erste Plausibilitätsprüfung ergab, dass die Messergebnisse innerhalb der zu erwartenden Bandbreiten lagen und das Messgerät zuverlässig arbeitet. Allerdings war auffällig, dass regelmäßig ab ca. 9:00 Uhr der Messwert für die Dichte stark anstieg und der

Heizwert abfällt. Es wurde anfänglich eine Veränderung in der Erdgaszusammensetzung vermutet, allerdings aufgrund des wiederkehrenden Ereignisses wieder verworfen. In **Abbildung 3.87** sind die entsprechenden Messwerte exemplarisch dargestellt.

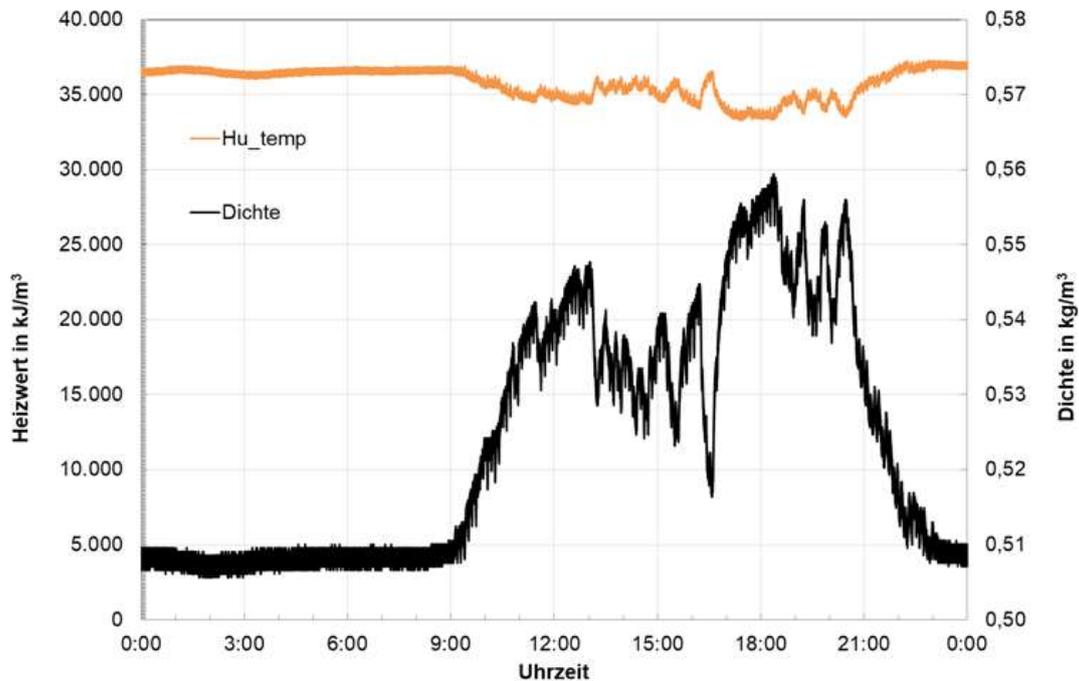


Abbildung 3.87: Betriebliche Messergebnisse beim Glasproduzenten mit wiederkehrendem Anstieg der Dichte und Abfall des Heizwertes um ca. 9:00 Uhr (Hinweis: Dichte ist nicht die Normerdgasdichte) (Quelle: BFI)

Die nächste Vermutung war, dass der am Aufstellungsort in der Nähe befindliche Generator Schwingungen in einem Frequenzbereich erzeugt und damit die im Demonstrator eingebaute Dichtemesszelle (Messprinzip auf Basis einer Ultraschallmessung) negativ beeinflusst. Der Demonstrator wurde auf Schwingungsdämpfer aufgehängt, um auch Erschütterungen von Produktionsanlagen, übertragen durch das Mauerwerk, zu unterbinden. Parallel wurden die Betriebszeiten des Generators mit den spontanen Veränderungen in den Messwerten der Dichtemesszelle zeitlich, mehrfach verglichen. Es konnte kein eindeutiger Zusammenhang festgestellt werden.

Bei einer erneuten Überprüfung des Demonstrators wurden trotz vorhandener Druckminderer an der Eingangsleitung, Veränderungen in den Druckwerten im mbar-Bereich festgestellt. Schwankungen im Gasdruck innerhalb des Demonstrators beeinflussen die Messgenauigkeit der verwendeten Sensoren. Daher wurde vom Glasproduzenten überprüft, ob um ca. 9:00 Uhr bestimmte Geräte eingeschaltet werden, die zu einem Abfall oder Anstieg des Erdgasdruckes in der Leitung führen könnten. Aufgrund der z. T. komplexen Verrohrung der Erdgasleitung und Anschluss von Verbrauchern konnte kein eindeutiger Zusammenhang hergestellt werden. Eine abschließende systematische Analyse sämtlicher Betriebsparameter des Messsystems legt die Vermutung nahe, dass zu den betreffenden Zeitpunkten eine Verdünnung des gemessenen Erdgases mit Stickstoff oder Luft stattgefunden haben muss.

In **Abbildung 3.88** sind beispielhaft die normierten Rohdaten des Messsystems aufgetragen. Es ist deutlich zu erkennen, dass zeitgleich zu der Erhöhung Dichte die Werte des Brenngases für CO₂ und H₂ abfallen sowie der gemessene Wert für den Residualsauerstoff ansteigt. Aufgrund der berichteten Querempfindlichkeit des H₂-Sensors zu CH₄ kann dieser Wert als Maßstab für den tatsächlichen CH₄-Gehalt herangezogen werden. Der Anstieg des Residualsauerstoffs deutet gleichzeitig auf eine Absenkung des Mindestluftbedarfs im Probengas hin. Vergleichbare Ergebnisse wurden im Labor bei der Verdünnung von Erdgas mit Stickstoff beobachtet.

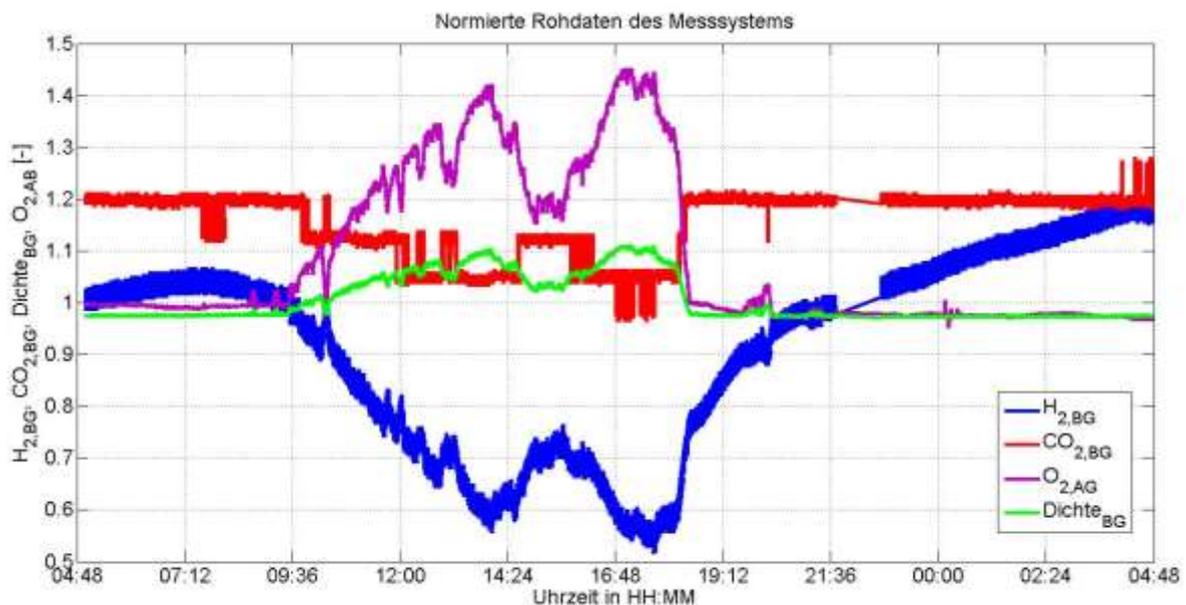


Abbildung 3.88: Normierte Darstellung der Rohdaten des Messsystems im betrieblichen Einsatz (Quelle: BFI)

Die Ursache hierfür konnte nicht abschließend geklärt werden. Folgende Möglichkeiten müssen in Betracht gezogen werden:

1. Durch regelmäßige betriebsseitige Inertisierung der zuführenden Erdgasleitung wird dem Messsystem ein Erdgas/Stickstoff Gemisch zugeführt.
2. Eine Undichtigkeit im Messsystem verursacht unter bestimmten Bedingungen eine Beimischung von Luft in das zu messende Probengas.
3. Ein nicht korrekt schließendes Magnetventil ermöglicht das Ansaugen von Umgebungsluft über einen der Gasanschlüsse.

Zu 1. Durch das sehr geringe Probengasvolumen zum Messgerät kann es dazu kommen, dass sich in größer dimensionierten Gasleitungen keine Kolbenströmung einstellt. Hierdurch findet beim Umschalten von Inertisierung zu Probengas (hier Erdgas) kein Spülvorgang statt, sondern eine kontinuierliche Gemischanreicherung.

Zu 2. Im Technikum konnte keine Undichtigkeit im System festgestellt werden. Zudem wird die Probengasseite mit leichtem Überdruck betrieben, so dass ein Einsaugen von Falschlufft im System unwahrscheinlich ist.

Zu 3. Die Magnetventile arbeiteten im Technikum einwandfrei. Es kann jedoch nicht ausgeschlossen werden, ob ggf. betriebliche Einflüsse die Funktionalität beeinflusst haben.

Abschließend liegen folgende Erkenntnisse vor:

- Der Demonstrator stellt Messergebnisse (z. B. H_u , Dichte) zur Beurteilung der Erdgasqualität als 4 - 20 mA-Signal, z. B. für den Anwendungsfall in der Glasindustrie, kontinuierlich zur Verfügung.
- Die Berechnungsalgorithmen arbeiten zuverlässig und hinreichend genau.
- Für den betrieblichen Einsatz an erdgasbetriebenen Thermoprozessanlagen muss das Gerät weiter optimiert werden, um die beobachteten Phänomene sicher zu beherrschen.

Aus den Erkenntnissen lassen sich die folgenden Anforderungen für weitere Optimierungen ableiten:

- Optimierung der Brennkammer hinsichtlich höherer Wärmebelastung
- Optimierung des Systems hinsichtlich der Sicherstellung des Zündverhaltens beliebiger Gase (hier insbesondere Methan > 95 Vol.-%)
- Detaillierte und präzise Bestimmung des Wasserstoffgehalts im Hinblick auf die Auswirkungen in Thermoprozessanlagen

3.5.3 AS 5.3: Erarbeitung von Konzepten für Regel- und Steuerungsstrategien zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen

3.5.3.1. Energiebasierte Lambdaregelung – Grundkonzept

Die von STG entwickelte „Energiebasierte Lambdaregelung“ zielt darauf ab, den Brennstoffstrom (z. B. Erdgas) *ebenso* wie den Strom des Oxidationsmittels (Brennluft oder technischer Sauererstoff) gemeinsam und vorausschauend auf Schwankungen der Brennstoffzusammensetzung einzustellen, und dabei Schwankungen der Falschlufft als der unvermeidlichen und prozesstypischen unkontrollierten Störgröße gleichzeitig zu berücksichtigen.

Das Schema der „Energiebasierten Lambdaregelung“ in **Abbildung 3.89** macht die Grundzusammenhänge sichtbar.

Zentrale Führungsgröße ist der Sollwert des Energieeinsatzes $E[\text{MW}]$. Er ist entweder Ergebnis einer Temperaturregelung des Schmelzofens oder wird durch den Operator eingegeben. Anders als früher üblich, folgt nicht das Gas der Luft oder die Luft dem Gas in einem festen Verhältnis, sondern Gas *und* Luft folgen *beide* dem zentralen Energiesollwert $E[\text{MW}]$.

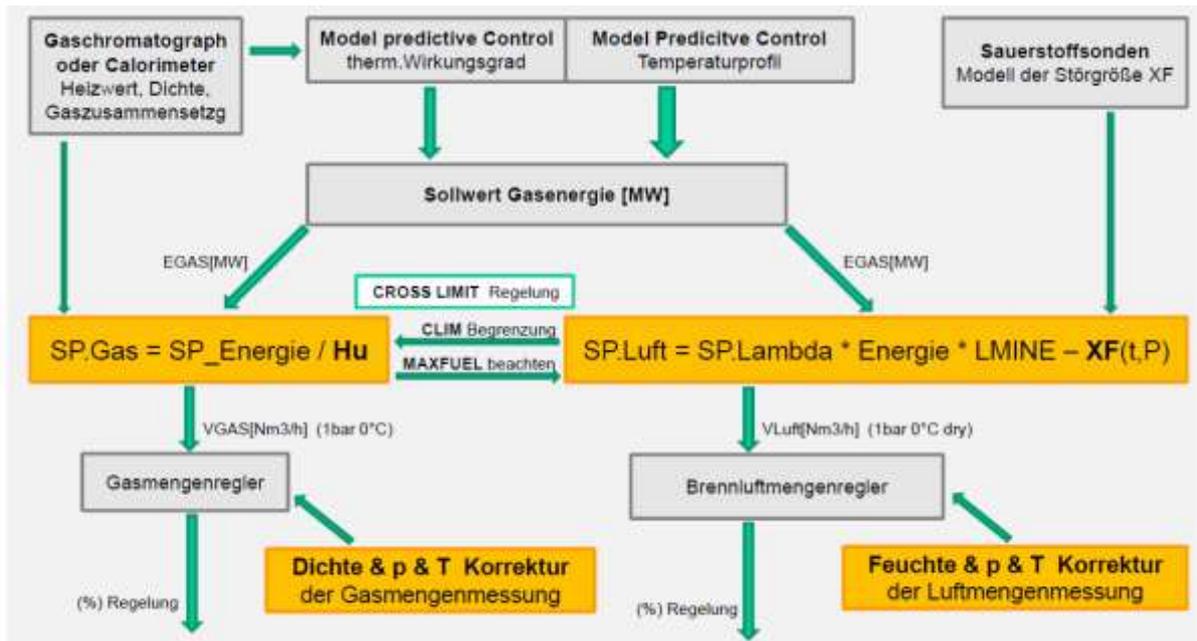


Abbildung 3.89: Schema der Energiebasierten Lambdaeuerung (Quelle: STG)

Das Verhältnis zwischen Gasfluss und Energie ist durch den unteren Heizwert Hu [kWh/m³] des Gases gegeben. Bei Umsetzung im Gasmengenregelkreis ist zusätzlich darauf zu achten, dass die Gasmengenmessung durch die gemessene Gasdichte korrigiert wird. Damit wird der Sollwert der dichtekorrigierten Gasmenge:

$$SP_{Gas}[m_N^3/h] = SP_E[MW] * 1000 / Hu[kWh/m_N^3] \quad (3.20).$$

Das Verhältnis zwischen Brennluft und Energie ist durch die Größe LMINE „stöchiometrischer Luftbedarf je Energieeinheit“ gegeben, die sich bei Untersuchungen an unterschiedlichsten Erdgasquellen immer wieder als nahezu konstant erweist, d. h.:

$$LMINE = 0,956 \dots 0,957 m_N^3/kWh \quad (3.21).$$

Aus der Auswertung der Sauerstoffsondenmessungen kommen zusätzlich die aktuellen Prozesswerte für O₂ [%] und CO [ppm], daraus lassen sich die Luftüberschusszahl Lambda als Prozesswert

$$\lambda = 1 + \frac{0,2094 * (\kappa + \omega + Ge) - 0,7906 * \psi}{\sigma} * \frac{O_2[\%]}{20,94\% - O_2[\%]} - \frac{\psi}{\sigma} \quad (3.22).$$

und daraus schließlich der aktuelle Prozesswert Falschlufft XF [m_N³/h]

$$PV_{XF}[m_N^3/h] = PV_{Lambda} * LMINE * PV_E[MW] - PV_{Air} [m_N^3/h] \quad (3.23).$$

als Differenz zwischen der von den Sonden gefundenen Gesamt-Luft und dem zuvor unabhängig gemessenen Brennluftstrom PV_Air berechnen.

Aus dem naturgemäß stark schwankenden Prozesswert der Falschlufft $PV_XF[m_N^3/h]$ wird durch gleitende Regressionsanalyse das Modell der Störgröße XFM als Funktion von Periodenzeit t und Ofendruck p gebildet als $XFM(t, p)$. Damit wird der Sollwert der Brennluft $SP_Air[m_N^3/h]$ energieabhängig bestimmt als:

$$SP_Air[m_N^3/h] = SP_Lambda * MAX(SP_E, PV_E) * LMINE[m_N^3/kWh] / 1000 - XFM(t,p) \quad (3.24).$$

Gas und Brennluft folgen gleichermaßen der Energie, müssen jedoch aus Sicherheitsgründen einer Cross-Limit-Regelung unterworfen sein, d. h. die Brennluft folgt dem Maximum aus $SP_E[MW]$ Sollwert Energie und $PV_E[MW]$ dem Prozesswert der Energie, siehe Gleichung 3.21. Umgekehrt muss der Gasmengensollwert $SP_Gas[m_N^3/h]$ für den Fall von Luftmangel durch einen Faktor

$$CLIM = MINIMUM(PV_Air[m_N^3/h] * \{1+Toleranz\} / SP_Air[m_N^3/h] \quad (3.25)$$

begrenzt werden.

Die Toleranz = 0,0 ... 0,2 verhindert, dass jede Schwankung des gemessenen Brennluftstroms sich auf den Sollwert Gas auswirken kann.

Das Falschluffmodell der Störgröße $XFM(t,p)$ ist typisch periodisch fallend zwischen Beginn und Ende einer Feuerperiode und schließt üblicherweise die gesammelte Erfahrung der etwa 5 letzten Feuerperioden ein. XFM kann positive Werte (bei unkontrolliertem Luftzutritt) oder negative Werte (bei Luftverlust) annehmen.

Für die praktische Umsetzung der Energiebasierten Lambdaregelung stehen wiederverwendbare Softwarebausteine zur Verfügung, die in die handelsüblichen Systeme integriert werden können.

3.5.4 AS 5.4: Umsetzung und Test der erarbeiteten MSR-Konzepte

3.5.4.1 Software

3.5.4.1.1 SPS basierte Verbrennungsrechnung

Die SPS basierte Verbrennungsrechnung (siehe **Abbildung 3.90**) liefert aus der Gasanalyse alle erforderlichen Kennzahlen, insbesondere den Heizwert H_u , die Gasdichte, den stöchiometrischen Luftbedarf je Energieeinheit LMINE, die dimensionslosen Brennstoffkennzahlen nach BOIE sowie die Kohlenstoff- und Wasserstoffdichte im Brennstoff.

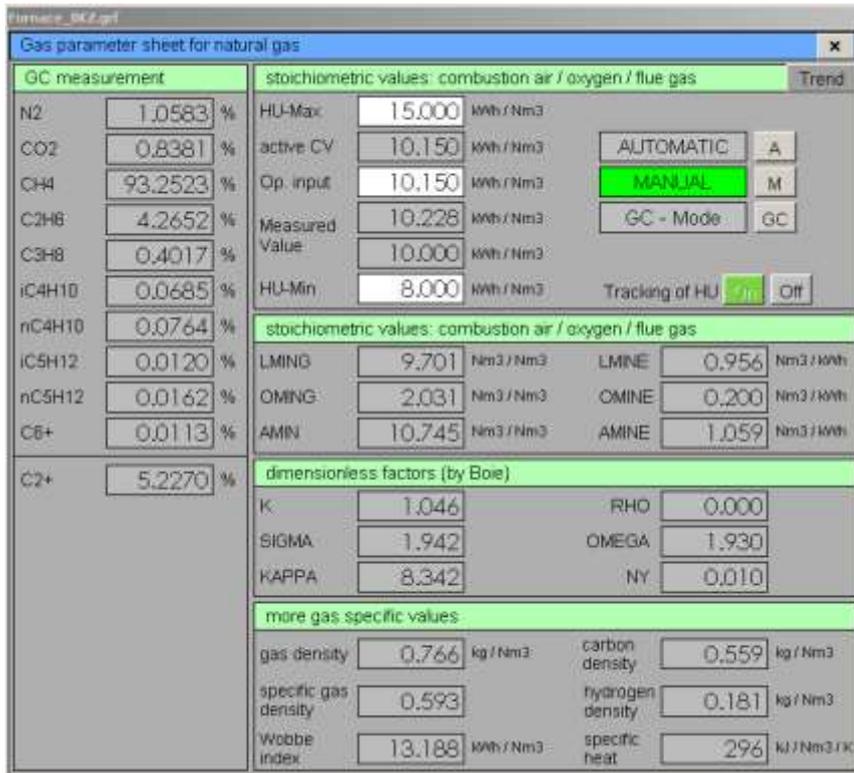


Abbildung 3.90: Beispiel einer SPS basierten Verbrennungsrechnung (Quelle: STG)

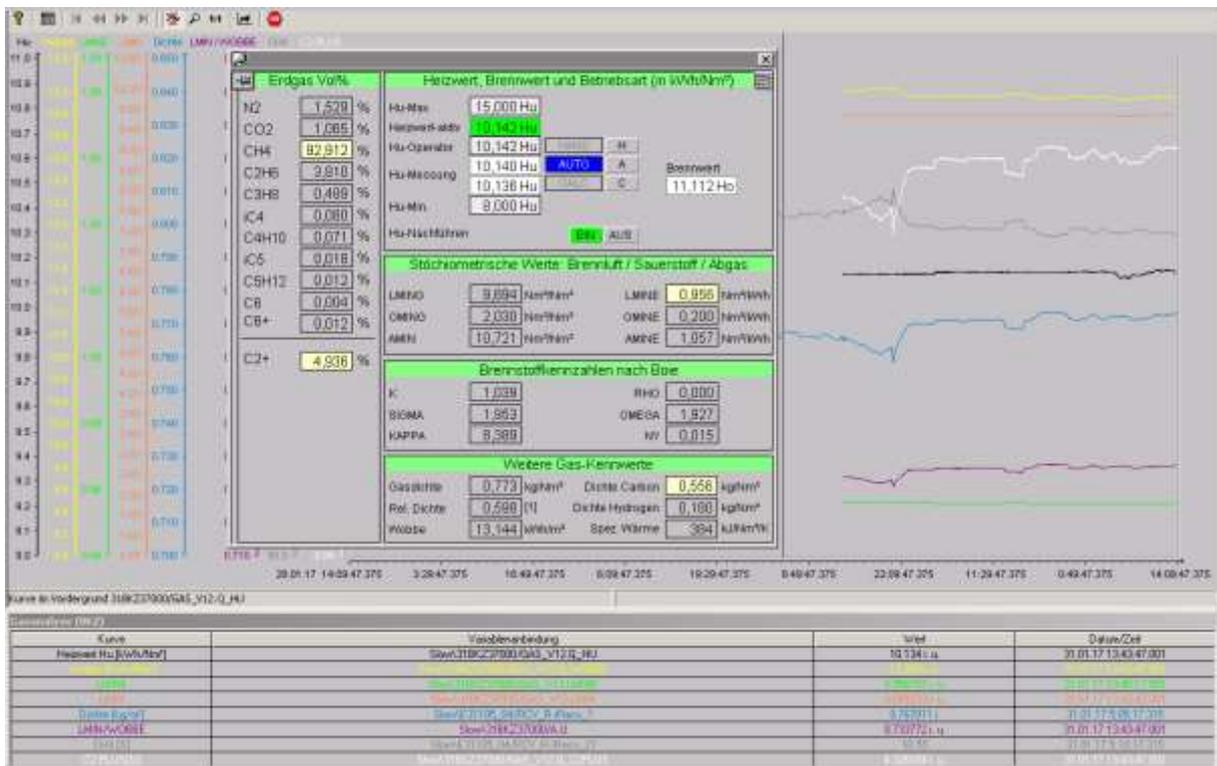


Abbildung 3.91: SPS basierte Verbrennungsrechnung und ermittelte Daten als Kurven. Die grüne Kurve markiert den konstanten Wert LMINE = 0,956 m³/kWh, (Quelle: STG)

Die Gaszusammensetzung kann durch einen Gaschromatographen bereitgestellt werden, oder wenn nur begrenzte Daten verfügbar sind, als Handeingabe erfolgen, mit automatischer Korrektur und Anpassung bei Veränderung eines gemessenen Heizwertes H_u .

Die Voraussetzung eines konstanten Wertes $LMINE[m_N^3/kWh]$ für den energieabhängigen stöchiometrischen Luftbedarf ist in jedem Falle vor Einsatz aus Drittmessungen vorsorglich zu prüfen. Siehe dazu die Kombination aus Verbrennungsrechnung und zugehörigem historischem Trend in **Abbildung 3.91**.

3.5.4.1.2 Softwarebaustein LAMBDA12 für die energiebasierte Lambdaregelung

Der Baustein realisiert die o.a. Grundbeziehungen, mit 3 Betriebsweisen.

3.5.4.1.2.1 Energiebezogene Lambdaregelung mit automatischem Modell XFM der Falschlufft

Diese Betriebsweise sichert die vorausschauende Anpassung des Lufteinsatzes bei Gaszusammensetzungsschwankungen und automatische Reaktion bei veränderter Falschlufft, siehe dazu **Abbildung 3.92**.

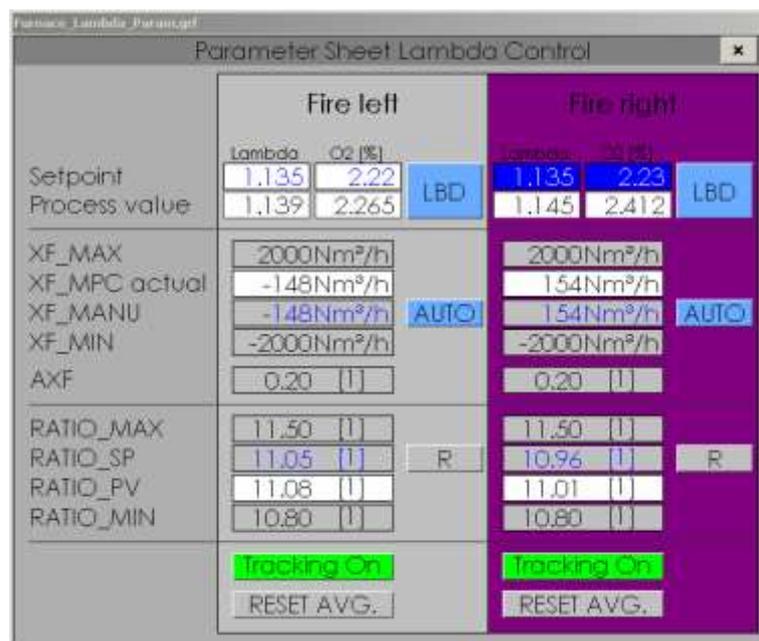


Abbildung 3.92: Faceplate des Automatisierungssystems mit automatischer Falschlufftkorrektur (Quelle: STG)

Es gibt 2 voneinander unabhängige Sicherheitsbegrenzungen:

- Ober- und Untergrenze der zur Kompensation zugelassenen Falschlufft XFM
- Ober- und Untergrenze des Luftverhältnisses.

Beide Sicherheitsbegrenzungen sind in **Abbildung 3.92** sichtbar und wirken aus Sicherheitsgründen unabhängig voneinander. Jede Feuerseite des regenerativen Ofens ist wie eine separate Feuerung zu behandeln – nur verbunden über die Temperaturen des Regenerators, die

sie der jeweils anderen Feuerseite hinterlassen. Zum praktischen Betrieb sind die Werte beider Feuerseiten sowohl im Faceplate (Bedienfenster) als auch in den zugehörigen Trends vergleichend nebeneinander sichtbar.

3.5.4.1.2.2 Energiebezogene Lambdaregelung mit manueller Falschlufthkorrektur

Diese Betriebsweise liefert ebenfalls die vorausschauende Anpassung des Lufteinsatzes bei Gaszusammensetzungsschwankungen. Die Falschlufthkorrektur kann jedoch nur als Konstante vorgegeben werden und wird nicht automatisch korrigiert, z. B. bei zeitweiligem Ausfall der zugehörigen Sauerstoffsonde, siehe **Abbildung 3.93**.

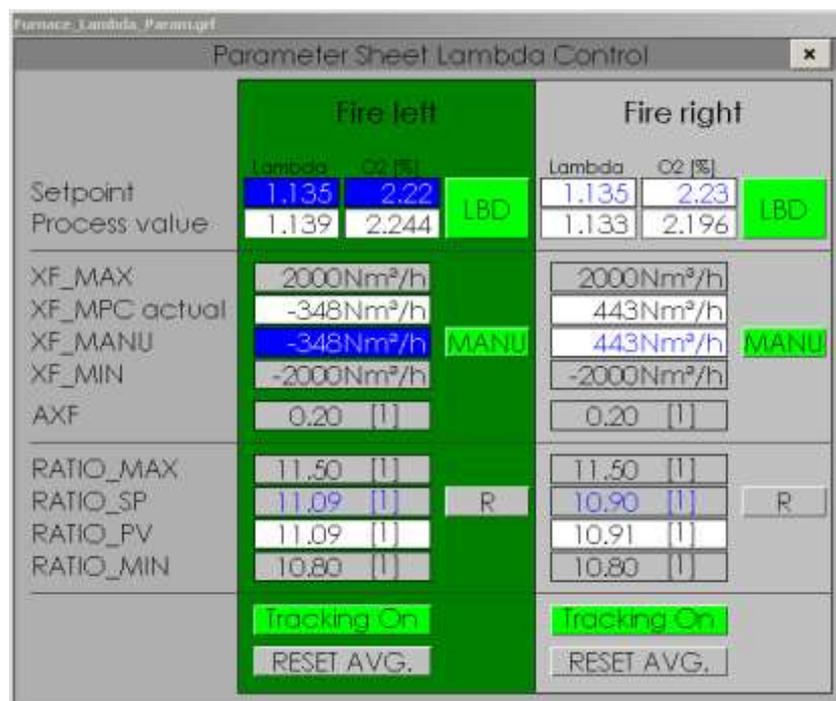


Abbildung 3.93: Faceplate des Automatisierungssystems mit manueller Falschlufthkorrektur (Quelle: STG)

Sowohl im Falle automatischer Falschlufthkorrektur als auch im Falle manueller Falschlufthkorrektur kann als Sollwert entweder eine Luftüberschusszahl Lambda oder eine zugehörige Sauerstoffkonzentration O₂ im Abgas vorgegeben werden, der jeweils andere zugehörige Sollwert wird automatisch bestimmt. Der Baustein erlaubt oxydierende Fahrweisen mit Sollwerten SP_Lambda = 1,00 1,25, aber auch bewusst unterstöchiometrische Fahrweisen mit Sollwerten SP_Lambda = 0,96 ... 1,00.

Allerdings ist im Falle bewusst unterstöchiometrischer Fahrweise eine Sollwerteingabe als Sollwert O₂ nicht mehr möglich, da für Sollwerte Lambda < 1 der zugehörige Sollwert O₂ unterschiedslos immer Null ist.

Die manuelle Falschlufthkorrektur kann einen evtl. kurzzeitigen Ausfall der Abgasmessung überbrücken. Sie kann jedoch nicht den typischen fallenden Trend der Falschlufthwerte während einer 20-minütigen Feuerperiode abbilden und kompensieren.

3.5.4.1.2.3 Traditionelle Verhältnisregelung mit festem RATIO

In **Abbildung 3.94** ist die traditionelle Verhältnisregelung nur als Verbeugung vor althergebrachten Befindlichkeiten ohne vorausschauende Anpassung an veränderte Gaszusammensetzung dargestellt.

	Fire left			Fire right		
	Lambda	O2 [%]		Lambda	O2 [%]	
Setpoint	1.135	2.22	LBD	1.135	2.23	LBD
Process value	1.141	2.287		1.133	2.196	
XF_MAX	2000Nm³/h			2000Nm³/h		
XF_MPC actual	-348Nm³/h			443Nm³/h		
XF_MANU	-348Nm³/h		MANU	443Nm³/h		MANU
XF_MIN	-2000Nm³/h			-2000Nm³/h		
AXF	0.20 [1]			0.20 [1]		
RATIO_MAX	11.50 [1]			11.50 [1]		
RATIO_SP	11.09 [1]		R	10.90 [1]		R
RATIO_PV	11.11 [1]			10.91 [1]		
RATIO_MIN	10.80 [1]			10.80 [1]		
	Tracking On			Tracking On		
	RESET AVG.			RESET AVG.		

Abbildung 3.94: Faceplate des Automatisierungssystems mit festem RATIO ohne vorausschauende Anpassung (Quelle: STG)

Alle drei vorher genannten Betriebsarten:

- Lambdaregelung automatisch
- Lambdaregelung mit manuellem Falschlufwert
- Traditionelle Verhältnisregelung

werden durch Bedienerauswahl mit demselben Softwarebaustein realisiert. Zwischen den Betriebsweisen kann im laufenden Betrieb stoßfrei umgeschaltet werden.

Noch immer sind Anlagenbetreiber geneigt, wie früher üblich, mit festem Luftverhältnis zu fahren, und vertreten die irrige Auffassung, dies wäre ein Betrieb „auf der sicheren Seite“. Tatsächlich ist die traditionelle Verhältnisregelung ungeeignet, schwankende Gaszusammensetzung und schwankende Heizwerte vorausschauend zu kompensieren.

Betrieb mit festem Luftverhältnis kann bei z. B. sprunghaft steigendem Heizwert (und damit sprunghaft steigendem stöchiometrischen Luftbedarf) zu kritischen Situationen und ggf. auch zu stark reduzierendem Feuer führen.

3.5.4.1.2.4 Ein aktuelles Trendbeispiel

Ein aktuelles Trendbeispiel belegt Wirkungsweise und Laufruhe des vorher beschriebenen Konzeptes, siehe **Abbildung 3.95**. Insbesondere die Laufruhe und Schwankungsarmut ist Ergebnis des Konzeptes, Gas und Luft demselben Sollwert Energie SP_E[MW] folgen zu lassen – mit Sicherheitsbegrenzung durch Cross Limit für den Fall von spürbarem Luftmangel.



Abbildung 3.95: Beispiel für die Wirkungsweise des vorgestellten Konzeptes (Quelle: STG)

Die laufende Überwachung der Feuerungssymmetrie ist unverzichtbar. In jedem entsprechenden Trendbild sind daher beide Feuerseiten zusammengeführt, d. h. es werden die Feuerungs- und Abgaswerte der jeweils aktiven Feuerseite sichtbar gemacht, der typische farbige Balken am Trendboden – grün für Feuer links, bordeaux für Feuer rechts – liefern die unkomplizierte (nachdenkensfreie) Zuordnung der Feuerseite.

Essentiell zur Überwachung der Feuerungssymmetrie sind ausdrücklich auch die Kammerkopftemperaturen, da die Brennluft nicht nur Sauerstoffträger, sondern auch Transportmedium der aus dem Regenerator zurückzugewinnenden Abgaswärme ist. Symmetrischer Verlauf der Kammerkopftemperaturen bestätigt die feuersymmetrische Einstellung der Ofenbeheizung. Die genannten Bausteine sind aktiv im Einsatz bzw. in Vorbereitung bei diversen Glaswannenbetreibern.

3.5.4.2 Anlagenlayout

3.5.4.2.1 Notwendige Anlagenkonfiguration

Zur Realisierung der wie vorher dargestellten energiebasierten Lambdaregelung sind mindestens folgende 3 Komponenten erforderlich:

a) **Speicherprogrammierbare Steuerungseinheit SPS** zur:

- Überwachung der Frischgasanalysemessung (Konstante Gerätetemperatur, Erfassung Kalibriervorgang, Erfassung von Störungen)
- Überwachung und Signalauswertung der Zirkonoxidsonden im Abgasstrom (Bestimmung von O₂, CO und Prozesswert Luftüberschuss Lambda)
- Bestimmung der Menge unkontrollierter Brennluft XF und Bereitstellung von XFM als periodisches und druckabhängiges Trendmodell
- Ofentemperaturregler, der die notwendige Eingangsenergie SP_E[MW] liefert, die notwendig ist, um dem Schmelzgut die erforderliche Schmelzenergie zuzuführen bzw. die technologisch notwendigen Temperaturen einzuhalten
- Durchführung der Dichtekorrektur der Gasmengenmessung
- Bereitstellung des Sollwertes SP_Gas für die dichtekorrigierte Gasmenge aus dem Sollwert Energie SP_E[MW] und dem unteren Heizwert Hu[kWh/m_N³]
- Cross-Limit-Sicherheitsbegrenzung des Sollwertes Brenngas für den Fall unzureichender Brennluftmenge
- Die speicherprogrammierbare Steuerung SPS erhält alle Werte zur Frischgasanalyse, die Messwerte der Abgasanalyse (z. B. Zellspannung und Temperatur der Zirkonoxidsonden) sowie die Prozesswerte von Brenngas und Brennluft und liefert die Sollwerte für Brenngas und Brennluftstrom.

b) **Messgerät zur kontinuierlichen Frischgasanalyse,**

- Z. B. ein Kalorimeter, das unabhängig von der Brenngaszusammensetzung kontinuierlich den unteren Heizwert Hu (kWh/m_N³) liefert,
- oder ein Gaschromatograph, der die vollständige Gaszusammensetzung misst, bei dessen Auswahl aber sichergestellt werden muss, dass auch „untypische“ aber doch energetisch relevante Frischgasbestandteile wie z. B. H₂, CO oder Biogas mit erfasst werden

c) **Messgerät zur Ermittlung des Sauerstoffgehaltes bzw. der Luftzahl im Abgas**

- Ein oder mehrere Zirkonoxidsonde(n) im heißen Abgasstrom nächstmöglich stromabwärts nach dem Feuerraum. Bei einer U-Flammenwanne sind das je eine Sonde links und rechts, bei einer Querflammenwanne mit z. B. 6 Brennerports sind das 6 Sonden links plus 6 Sonden rechts.
- Eine andere Technologie zur kontinuierlichen Erfassung der Gehalte O₂ und CO im heißen Abgasstrom ist denkbar, muss aber ausdrücklich die Luftüberschusszahl Lambda als Prozesswert PV_Lambda liefern, um aus dem Vergleich mit der Brennluftmengenmessung den aktuellen Betrag XF[m_N³/h] der unkontrollierten Luft zu liefern.

3.5.4.2.2 Vollständige Integration der Energiebasierten Lambdaregelung in die Ofensteuerung – Layout Typ 1

Optimal ist die vollständige Integration der energiebasierten Lambdaregelung in die Ofensteuerung, siehe **Abbildung 3.96**:

- Kalorimeter oder Gaschromatograph sind über Buskopplung oder mit physischen Eingängen 4 - 20 mA in die Ofensteuerung eingebunden,
- Zirkonoxidsonden sind über mV-Eingänge in die Ofensteuerung eingebunden,
- alle Softwarefunktionen der energiebasierten Lambdaregelung sind in das Programm der Ofensteuerung direkt integriert und über einen PC gemeinsam mit allen Funktionen und Trends der Ofensteuerung visualisiert und bedienbar.

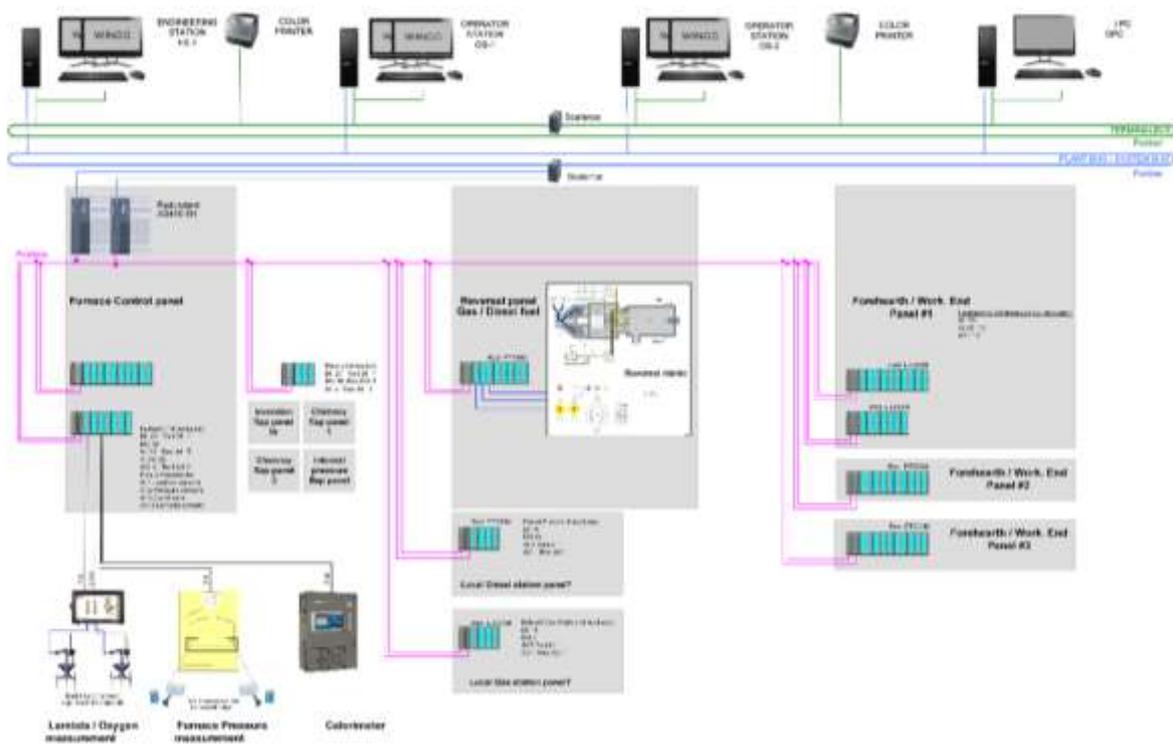


Abbildung 3.96: Layout 01, Vollständige Integration der energiebasierten Lambdaregelung in die Ofensteuerung (Quelle: STG)

Sauerstoffsonden, Ofendruckmessung, Kalorimeter sind über physische Eingänge mit der Ofensteuerung direkt verbunden. Die Ofensteuerung realisiert alle o. a. Softwareschritte der energiebasierten Lambdaregelung.

3.5.4.2.3 Bereitstellung einer separaten SPS zur Bereitstellung der Sollwerte für Brenngas und Brennluft für die Ofensteuerung – Layout Typ 2

Möglich ist die Realisierung der Funktionen der energiebasierten Lambdaregelung in einer separaten „Lambda- und Kalorimeter-SPS“ mit eigener Visualisierung, die mit einer bereits vor-

handenen Ofensteuerung zusammenwirkt. Die Ofensteuerung liefert an die Lambda- und Kalorimeter-SPS: Sollwerte Lambda und Sollwert Energie SP_E [MW] aus der Operatorbedienung oder vom Temperaturregler. Die Ofensteuerung erhält von der Lambda- und Kalorimeter-SPS die Gasdichte, den Sollwert für den Brenngasstrom und den oder die Sollwerte für den oder die Brennluftströme. Das Funktionieren dieser Layoutvariante ist abhängig von der zuverlässigen Verbindung der Ofensteuerung mit der Lambda- und Kalorimeter-SPS.

Vorteile bestehen in der Kombinierbarkeit verschiedener SPS, sogar unterschiedlicher Hardwareplattformen bzw. verschiedener Steuerungslieferanten und dabei auch möglicher Fernwartung der Lambda- und Kalorimeter-SPS ohne Zugriff auf die Ofensteuerung.

Eine separate Visualisierung der Lambda- und Kalorimeter-SPS ist zweckmäßig, um alle Informationen über Frischgasmessung und Zirkonoxidsondenmessungen sichtbar zu machen, ohne sie durch den Flaschenhals der Buskommunikation ziehen zu müssen.

Siehe **Abbildung 3.97** bis **3.99** als Layoutbeispiele.

Layout 02a/**Abbildung 3.97**:

Lambda- und Kalorimeter-SPS für eine Gas-Sauerstoff-beheizte Schmelzwanne mit vorhandener Ofensteuerung von einem anderen Systemintegrator. Die Lambda SPS liefert Korrekturfaktoren für Gasmengenmessung, Gas-Sollwert und Sauerstoff-Sollwert an die vorhandene Ofensteuerung. Im Störfall werden die Korrekturfaktoren = 1 gesetzt.

Layout 02b/**Abbildung 3.98**:

Die Kalorimeter-SPS führt eine periodische Umschaltung durch: Der Gasstrom zu den Vorherden wird über das Konstanthalten des Wobbe-Index verschnitten, für die Wannensteuerung werden Gasdichte und Heizwert bereitgestellt zur Realisierung der energiebasierten Lambdaregelung wie oben beschrieben.

Layout 02c/**Abbildung 3.99**:

Lambda- und Kalorimeter-SPS kommuniziert mit einer vorhandenen Ofensteuerung. Die bereits vorhandene Ofensteuerung wird ergänzt durch eine separate SPS, die das Kalorimeter überwacht, seine Messdaten der Ofensteuerung bereitstellt und 8 Zirkonoxidsonden kontinuierlich auswertet.

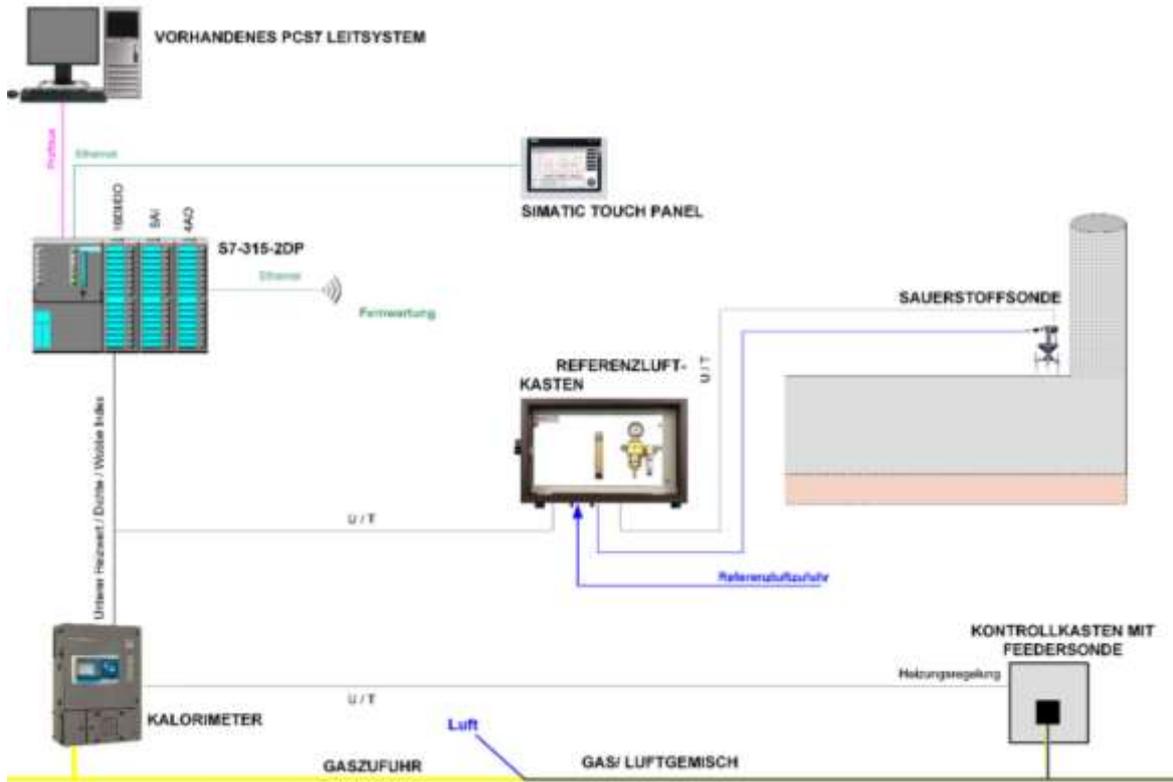


Abbildung 3.97: Layout 02a, Separate SPS zur Signalauswertung für Kalorimeter und Sauerstoffsonde im Zusammenwirken mit der vorhandenen Ofensteuerung (Quelle: STG)

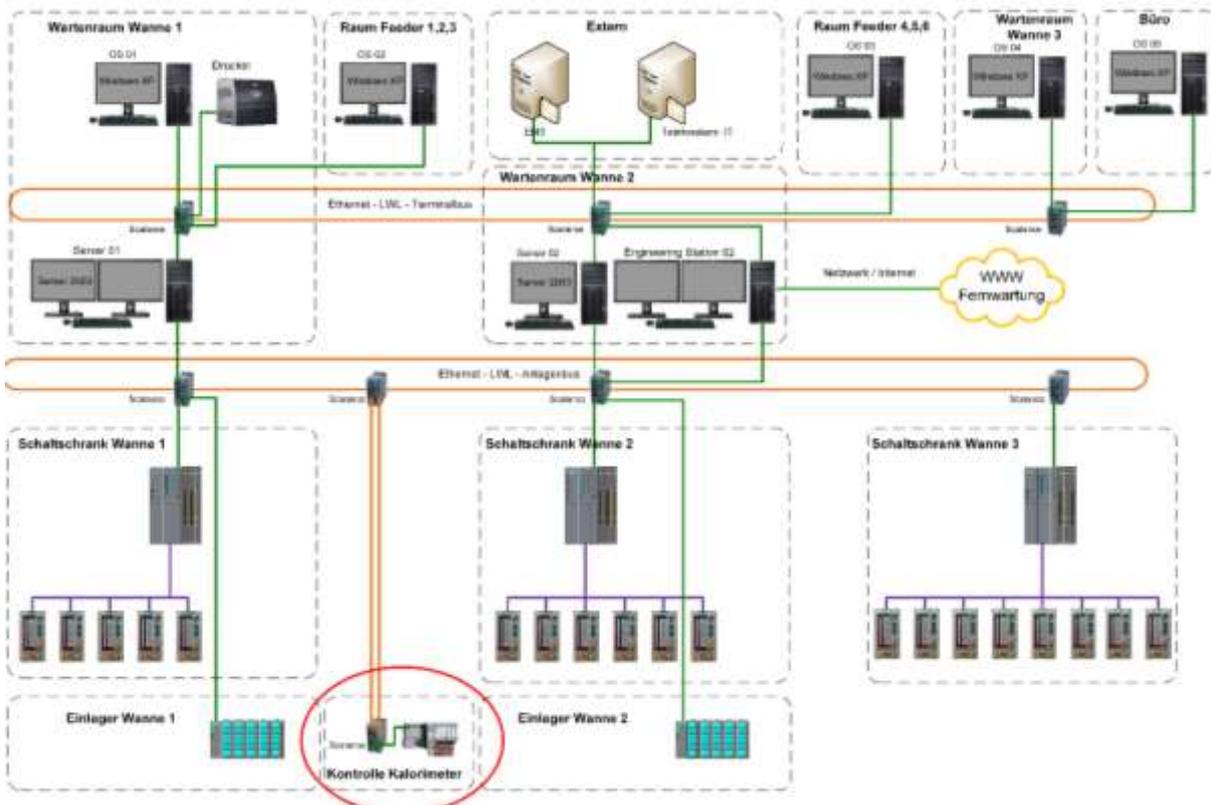


Abbildung 3.98: Layout 02b, Integration in PCS7 Leitsystem – umschaltbar Heizwert Hu zur Wannenföhrung / Wobbe-Index zur Feeder-Föhrung (Quelle: STG)

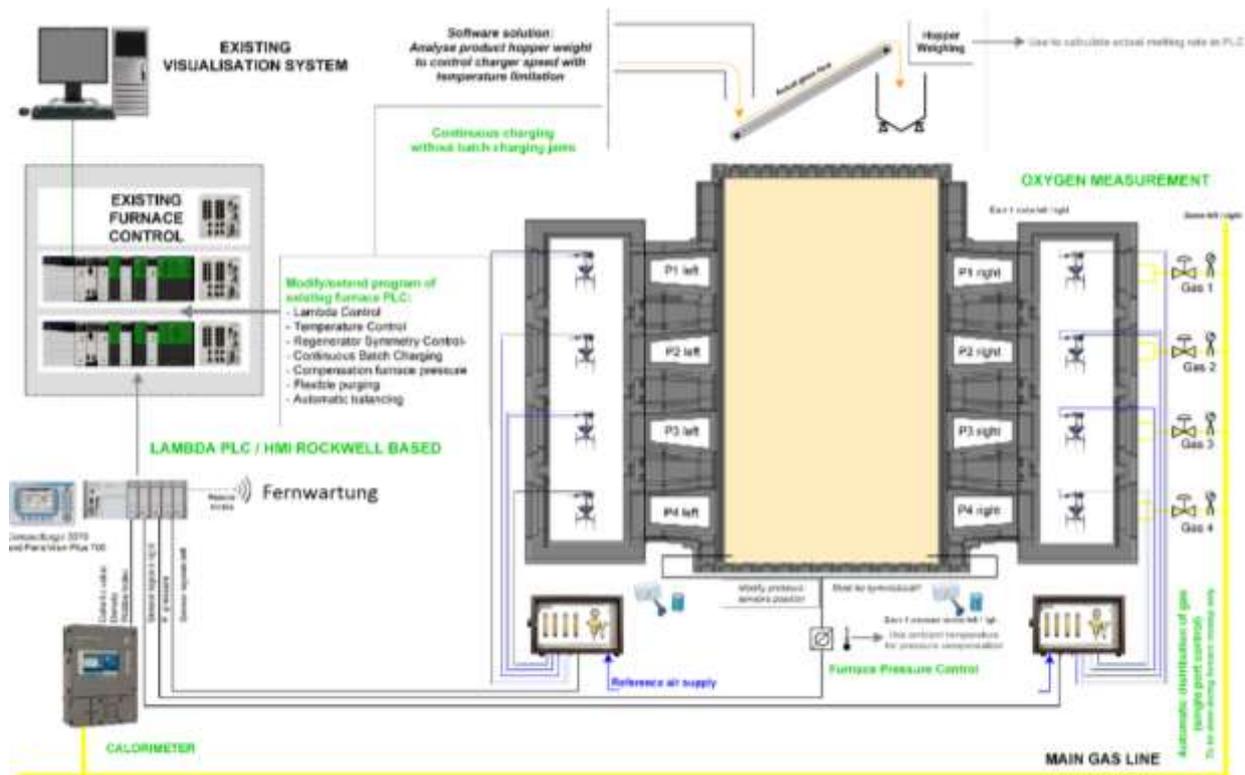


Abbildung 3.99: Layout 02c, Signalauswertung von 8 Lambdasonden und einem Kalorimeter im Zusammenwirken mit einer vorhandenen Ofensteuerung (Quelle: STG)

3.5.4.2.4 Eine separate SPS zur Überwachung eines zentralen Kalorimeters oder Gaschromatographen im Zusammenwirken mit den Ofensteuerungen mehrerer Industrieöfen – Layout Typ 3

Für eine größere Zahl von Schmelzöfen mit einheitlicher Erdgasversorgung ist ein zentrales Kalorimeter ausreichend. In dem in **Abbildung 3.100** dargestellten Beispiel hat jeder der bis zu 16 Öfen eine eigene Ofensteuerung und eine oder zwei eigene Zirkonoxidsonden zur Erfassung des realen Luftüberschusses. Die Kalorimeter-SPS überwacht das Kalorimeter, ist über Fernwartung zugänglich und stellt für jede separate Lambda SPS und zugehörige Ofensteuerung Heizwert H_u , Gasdichte und Brennstoffkennzahlen für die Signalauswertung der Zirkonoxidsonden bereit. Eine evtl. Umschaltung auf einen Sicherheits-Handwert von Heizwert H_u und Gasdichte muss an der zentralen Kalorimeter-SPS erfolgen, um alle Ofenanlagen mit den synchron gleichen Gasdaten zu versorgen. Jede Lambda-SPS kommuniziert mit „ihrer“ zuständigen Ofensteuerung und liefert an diese einen Korrekturfaktor für Gasmengenmessung, Sollwert Gasmenge und Sollwert Brennluftmenge. Diese Funktionalität ist über eine lokale Visualisierung per Touch-Panel je Lambda-SPS sichtbar. Ebenso verfügt die Kalorimeter-SPS über eine eigene Visualisierung. Sie befindet sich räumlich weit getrennt von den Ofensteuerungen und jeweils zugehörigen Lambda-SPS.

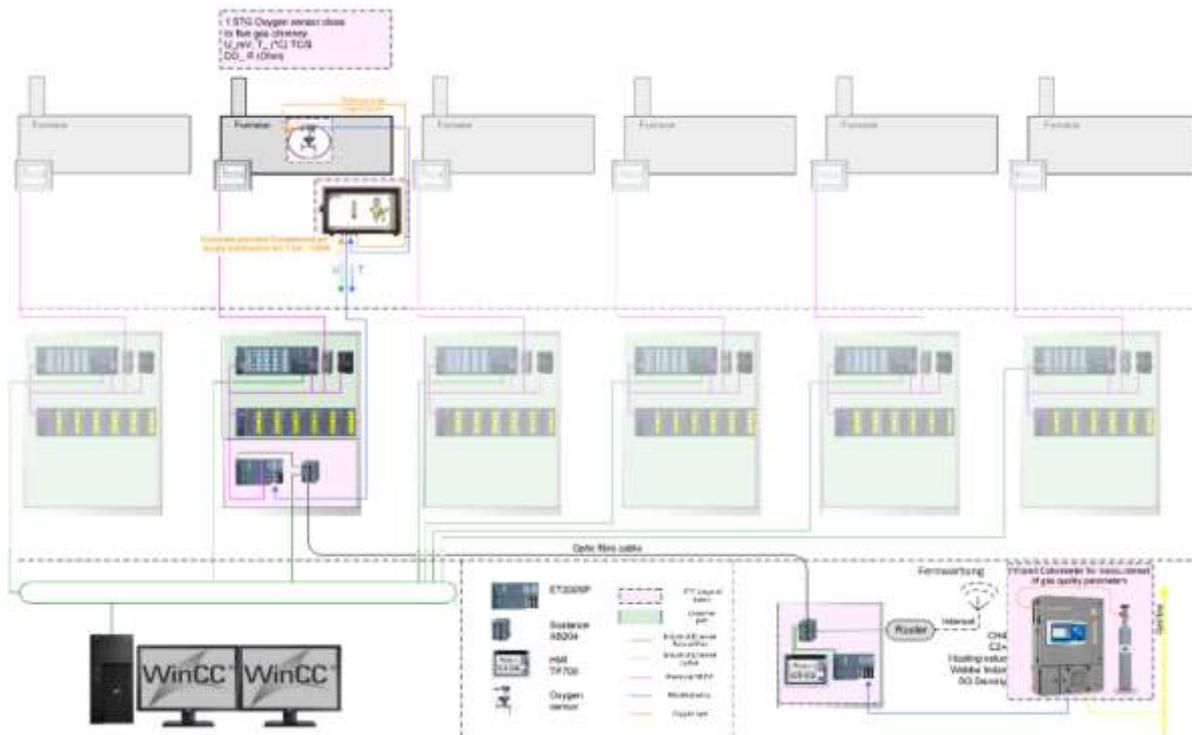


Abbildung 3.100: Layout 03, Ein Kalorimeter mit SPS im Zusammenwirken mit bis zu 16 separaten Ofensteuerungen mit jeweils zugehörigen Lambdasonden (Quelle: STG)

3.6 AS 6: Modifizierung und Anpassung der Messkonzepte und -geräte zur Erfassung der Gasbeschaffenheit an die Anforderungen des industriellen Einsatzes

3.6.1 AS 6.1: Identifizierung von Defiziten in Bezug auf relevante Messparameter

Die verfügbare Messtechnik ebenso wie Steuerungstechnik ist grundsätzlich vollkommen ausreichend, um auch über zukünftig zu erwartende Schwankungen der Gasqualität hinweg einen weitgehend störungsfreien Betrieb der Industrieöfen zu gewährleisten.

Nachfolgend sind einige Punkte aufgeführt, die für generell gültig sind, bzw. in Bezug auf die zu erwartenden Entwicklungen am Gasmarkt Beachtung finden sollten.

3.6.1.1 Mehr Aufmerksamkeit auf wiederholt beobachtete Temperaturempfindlichkeit der Messtechnik

In der Vergangenheit hatte STG verschiedene Messgeräte eingesetzt. Erfahrungsgemäß hatten alle diese Geräte den Anspruch, gegen Temperaturschwankungen am Gerät unempfindlich zu sein. Die wiederholte Erfahrung war dagegen, dass immer wieder nennenswerte Probleme aus Temperaturschwankungen am Messort aufgetreten sind.

Diese Probleme sind lösbar durch Sorgfalt in der Auswahl des Aufstellungsortes und sorgfältiger Temperaturüberwachung. Die Messung ist ausreichend wichtig, um auch den regelungstechnischen Aufwand für die Regelung und Überwachung konstanter Temperaturbedingungen am Aufstellungsort zu rechtfertigen.

Von den Geräteherstellern ist zu fordern, dass sie die Temperaturüberwachung von Anfang an in ihren Geräten mitberücksichtigen und transparent machen, damit der Anwender weder durch falsche Effekte irregeleitet wird (seinen Ofen anders beheizt, weil am Aufstellungsort des Messgerätes unkontrollierte Temperaturveränderungen aufgetreten sind), noch gezwungen ist, eine regelungstechnische Lösung „darum herum zu bauen“.

3.6.1.2 Berücksichtigung von Lufttemperatur und -feuchtigkeit

Technische Verbrennungsprozesse werden in der Regel mit einem gewissen Luftüberschuss betrieben, d. h. es wird mehr Luft in den Verbrennungsprozess eingebracht, als rein theoretisch benötigt wird. Dies ist vor allem eine Sicherheitsmaßnahme, um durch ein Überangebot von Sauerstoff die Bildung von giftigem Kohlenmonoxid in der Verbrennung auf jeden Fall zu vermeiden. Durch eine höhere Luftzahl sollen die Auswirkungen einer womöglich unzureichenden Mischung von Brennstoff und Oxidator im Brennraum, aber auch Unwägbarkeiten wie fluktuierende Umgebungsbedingungen, etwa Luftfeuchtigkeit und -temperatur, oder variable Brenngaszusammensetzungen, minimiert werden.

Gleichzeitig führen hohe Luftüberschüsse aber auch zu einer energetisch ineffizienteren Verbrennung, und können u. U. auch erhöhte NO_x-Emissionen verursachen. Daher werden Feuerungsprozesse in der Thermoprozesstechnik in der Regel verhältnismäßig nah-stöchiometrisch betrieben.

An anderer Stelle wurde bereits beschrieben, dass sich aufgrund der chemischen Zusammensetzung des Brenngases der minimale Luftbedarf erheblich verändern kann, was wiederum auch zu Verschiebungen der Luftzahl im Verbrennungsprozess führt, wenn die bereitgestellte Luftmenge nicht entsprechend nachgeregelt wird.

Allerdings kann sich nicht nur die Brennstoffzusammensetzung ändern, sondern auch durchaus die Zusammensetzung der Luft, die ja in der Regel aus der Umgebung angesaugt wird und somit wetter- und standortabhängig ist. Die wesentlichen Einflussfaktoren sind hier die Umgebungstemperatur und Luftfeuchtigkeit. **Abbildung 3.101** veranschaulicht dies anhand des Sauerstoffgehalts der Umgebungsluft in Abhängigkeit der Temperatur und relativen Luftfeuchte φ . Wie die Darstellung zeigt, sinkt der Volumenanteil des Sauerstoffs in Luft mit zunehmender Temperatur und Feuchte, da die Luft immer mehr Wasserdampf enthält. Dies bedeutet, dass pro Kubikmeter Luft, absolut gesehen, weniger Sauerstoffmoleküle für den Verbrennungsprozess zur Verfügung stehen als bei der Verbrennung mit trockener Luft, oder, anders formuliert, es wird mehr feuchte Luft pro Kubikmeter Brenngas benötigt als trockene Luft. **Abbildung 3.102** veranschaulicht den Zusammenhang zwischen Lufttemperatur, relativer Feuchte und dem Mindestluftbedarf am Beispiel von Methan.

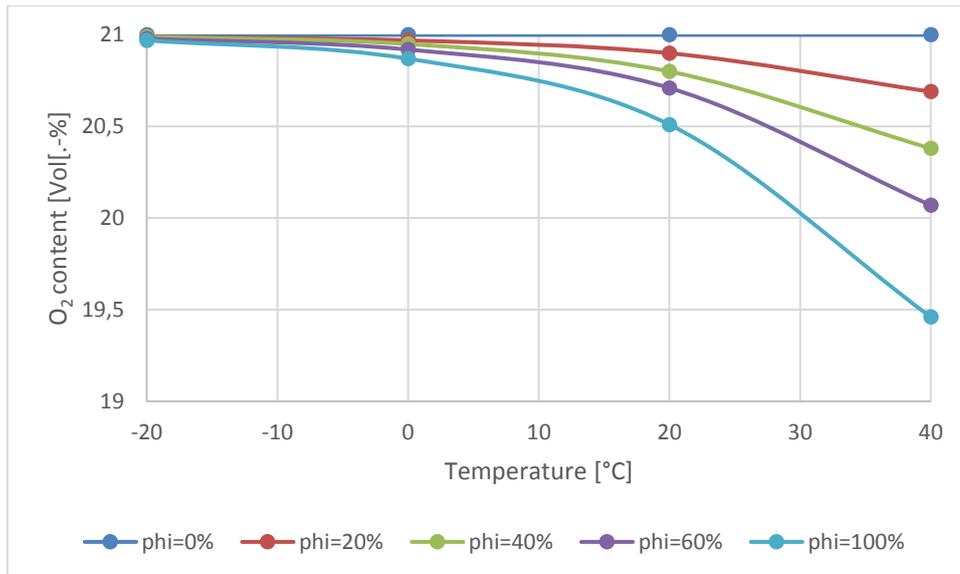


Abbildung 3.101: Zusammenhang zwischen Lufttemperatur, relativer Feuchte (ϕ) und dem Sauerstoffgehalt von Luft (Quelle: GWI)

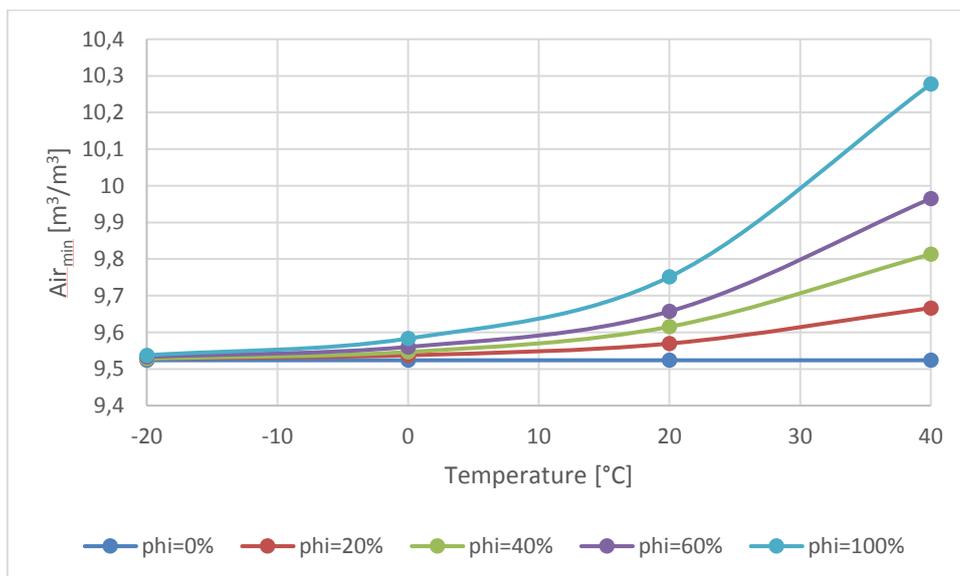


Abbildung 3.102: Einfluss von Lufttemperatur und relativer Feuchte auf den minimalen Luftbedarf von Methan (Quelle: GWI)

Diese Veränderung des minimalen Luftbedarfs eines Brennstoffs hat Auswirkungen auf die Luftzahl, mit der ein Prozess real gefahren wird. Wird beispielsweise ein Feuerungsprozess mit dem Brennstoff Methan mit trockener Luft (21 Vol.-% O₂, 79 Vol.-% N₂) für die Luftzahl $\lambda = 1,1$, aber real mit feuchter Luft ($\phi = 60\%$) bei 20 °C versorgt, dann liegt die reale Luftzahl bei $\lambda = 1,085$, wenn der Luftvolumenstrom nicht entsprechend angepasst wird. Für gesättigte Luft ($\phi = 100\%$) bei einer Lufttemperatur von 40 °C sinkt die Luftzahl sogar auf einen Wert von 1,02. Dies könnte zum Beispiel geschehen, wenn die Luft nicht direkt aus der Umgebung angesaugt wird, sondern aus einem heißen, feuchten Kellergewölbe, wie es in der Glasindustrie nicht unüblich ist.

Auch die geodätische Höhe des Installationsorts ist u. U. ein zu berücksichtigender Faktor, da die absolute Menge an Sauerstoff pro Kubikmeter Luft mit zunehmender Höhe (und damit sinkendem Luftdruck) abnimmt.

Diese Effekte können sich durchaus addieren. Wird ein Prozess aus Effizienzgründen extrem nahstöchiometrisch gefahren, kann die Kombination verschiedener Effekte (Nicht-Berücksichtigung von Luftfeuchtigkeit und/oder Höheneffekte, Gasbeschaffenheitsschwankungen, etc.) dazu führen, dass ein Verbrennungsprozess ungewollt unterstöchiometrisch betrieben wird. Daher ist eine mess- und regelungstechnische Überwachung, zumindest mit einer Messung des Rest-O₂-Gehalts im Abgas, grundsätzlich bei Thermoprozessanlagen immer anzuraten. Die einzige Ausnahme stellen hier Prozesse dar, die bewusst unterstöchiometrisch gefahren werden.

3.6.1.3 Die zu erwartende Notwendigkeit, auch Gasbestandteile wie Wasserstoff und CO mit zu berücksichtigen

Mittelfristig muss mit großer Wahrscheinlichkeit damit gerechnet werden, dass Wasserstoff (z. B. aus Windenergie) verstärkt im Erdgas vertreten sein werden. Vor diesem Hintergrund ist schwer verständlich, warum die überwiegende Zahl der eingesetzten Gaschromatographen Wasserstoff nicht berücksichtigen und dieses mittelfristig zu erwartende Problem quasi „totgeschwiegen“ wird.

Einzig Kalorimeter und die hochwertigeren Gaschromatographen sind für diese Situation gerüstet, siehe auch Kapitel 3.1.2.

Tabelle 3.12: Mindest-O₂-Bedarfe, Heizwerte und Wobbe-Indizes für verschiedene Brennstoffgemische. Alle Werte sind im Bezugssystem 25 °C/0 °C angegeben. (Quelle: GWI)

Gemisch [Vol.-%]	O _{2min} [m ³ /m ³]	H _i [MJ/m ³]	W _s [MJ/m ³]
100 % H ₂	0,5	10,79	48,24
100 % CH ₄	2	35,89	53,37
100 % CO	0,5	12,63	12,82
100 % C ₂ H ₄	3	59,48	64,11
100 % C ₂ H ₆	3,5	64,38	68,57
100 % C ₃ H ₈	5	93,22	81,04
10 % H ₂ / 90 % CH ₄	1,85	33,38	52,07
20 % H ₂ / 80 % CH ₄	1,7	30,87	50,76
50 % H ₂ / 50 % CH ₄	1,25	23,34	46,96
50 % H ₂ / 50 % C ₃ H ₈	2,75	52	63,12
50 % H ₂ / 50 % N ₂	0,25	5,39	2,45
50 % H ₂ / 50 % CO ₂	0,25	5,39	7,11
50 % H ₂ / 50 % CO	0,5	11,71	17,59
50 % CH ₄ / 50 % C ₃ H ₈	3,5	64,55	68,55

Da die in diesem Bericht beschriebene energiebasierte Lambdae­gelung von STG unter Zu­grundlegung des beobachteten konstanten Luftbedarfs pro Energie $LMINE = 0,956 \dots 0,957 \text{ m}_N^3 \text{ Luft} / \text{kWh}$ nur den Heizwert H_u (kWh/m_N^3) und die Gasdichte (kg/m_N^3) benötigt, kann sie auf Kalorimeter plus Zirkonoxidsonden gestützt, mit dieser Situation erfolgreich umgehen und auch bei verstärktem Einsatz von H_2 oder CO eingesetzt werden. Auch erhöhte CO -Konzentrationen im Brenngas, etwa durch die Beimischung von Synthesegasen, schränken die Methode nicht ein. Dies kann anhand von **Tabelle 3.12** und **Abbildung 3.103** veranschaulicht werden, in denen für verschiedene Gemische von Kohlenwasserstoffen, CO , H_2 und Inerten wie CO_2 und N_2 die minimalen O_2 -Bedarfe, der Heizwert und der (obere) Wobbe-Index dargestellt sind.

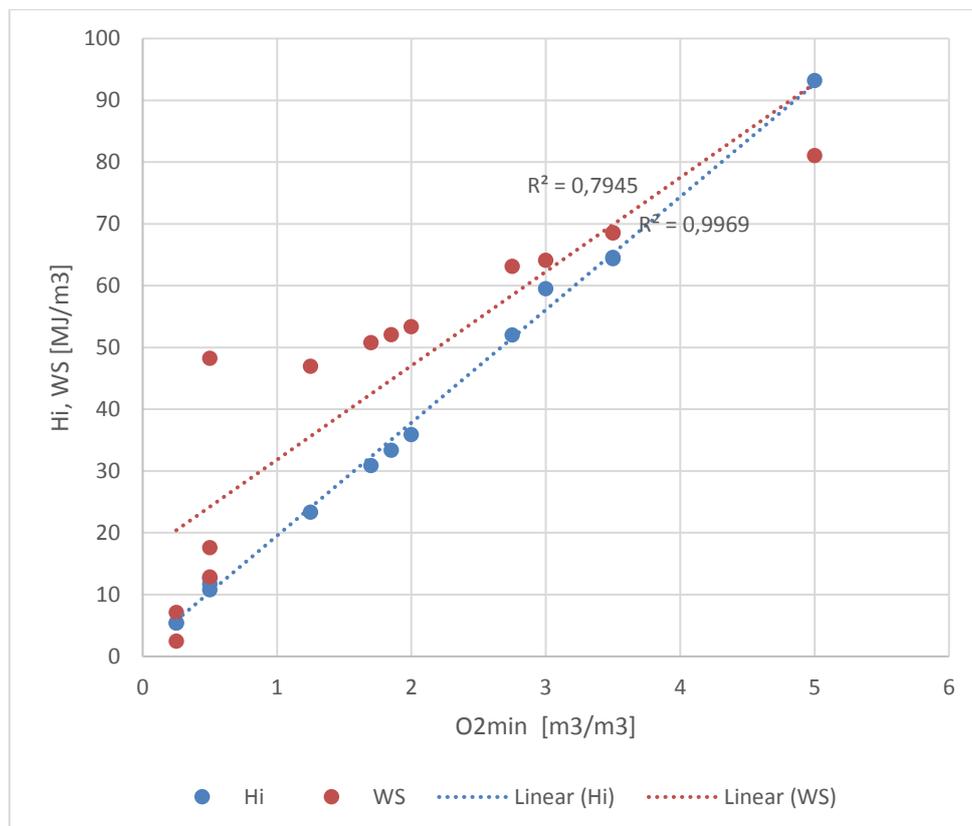


Abbildung 3.103: Korrelationen zwischen Mindest- O_2 -Bedarf, Heizwert und Wobbe-Indizes für verschiedene Brenngasgemische (siehe Tabelle O1). Alle Werte sind im Bezugssystem $25 \text{ °C}/0 \text{ °C}$ angegeben. (Quelle: GWI)

Wie aus der **Abbildung 3.103** ersichtlich wird, gibt es für alle dargestellten Brenngasgemische eine ausgezeichnete Korrelation zwischen Mindest- O_2 -Bedarf und dem Heizwert, unabhängig von der exakten chemischen Zusammensetzung des Brenngases, so dass in guter Näherung von einem linearen Zusammenhang ausgegangen werden kann. Dies lässt sich auch chemisch begründen, da sowohl der Heizwert als auch der minimale Sauerstoffbedarf im Prinzip davon abhängen, wie viele Mol CO_2 und H_2O pro Mol Brenngas gebildet werden können. Die Korrelation zwischen dem O_2 -Bedarf und dem Wobbe-Index ist hingegen weitaus weniger stark ausgeprägt.

Für den flächendeckenden Einsatz von Gasanalysetechnik ist aber ausdrücklich auf das Problem hinzuweisen, dass sich in Zukunft eine verstärkte Beimischung von brennbaren Komponenten z. B. aus erneuerbaren Quellen ergeben wird, die in „klassischem“ Erdgas normalerweise nicht zu finden sind.

3.6.2 AS 6.2: Modifikation und Anpassung der Messgeräte

Im Rahmen der Untersuchungen der eingesetzten Messgeräte an den realen Wannen und aufgrund der durchgeführten Messungen am GWI mit Referenzgasen wurde festgestellt, dass die vorhandenen Messgeräte und -konzepte für den industriellen Einsatz in der vorliegenden Form ausreichend sind. Weitere Modifikationen an den Messgeräten sind nicht notwendig, daher entfallen die hier angedachten Arbeiten. Die dafür vorgesehenen Ressourcen sind in den vorherigen Arbeitspaketen zur Untersuchung der Messgeräte und Entwicklung geeigneter MSR-Konzepte verwendet worden, da sich diese Arbeitspakete als arbeitsintensiver im Vergleich zur Beantragung herausgestellt haben.

3.6.3 AS 6.3: Überprüfung und Test der Modifikationen

Im Rahmen der Untersuchungen der eingesetzten Messgeräte an den realen Wannen und aufgrund der durchgeführten Messungen am GWI mit Referenzgasen wurde festgestellt, dass die vorhandenen Messgeräte und -konzepte für den industriellen Einsatz in der vorliegenden Form ausreichend sind. Weitere Modifikationen an den Messgeräten sind nicht notwendig, daher entfallen die hier angedachten Arbeiten. Die dafür vorgesehenen Ressourcen sind in den vorherigen Arbeitspaketen zur Untersuchung der Messgeräte und Entwicklung geeigneter MSR-Konzepte verwendet worden, da sich diese Arbeitspakete als arbeitsintensiver im Vergleich zur Beantragung herausgestellt haben.

3.7 AS 7: Erstellen von Handlungsempfehlungen und Aufzeigen von weiterem F&E-Bedarf zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen

3.7.1 AS 7.1: Analyse und Auswertung der erzielten Ergebnisse hinsichtlich der Auswirkungen sowie der Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen

Die Bestimmung der Schwankungen und Änderungen der Brenngaseigenschaften an vielen Standorten in Deutschland im Rahmen des Forschungsprojektes durch den Einsatz unterschiedlicher Messverfahren erlaubt einen guten Überblick über die aktuellen, regional vorkommenden Gasbeschaffenheitsschwankungen im Erdgasnetz.

Auf Grund der Mitarbeit vieler Glashersteller im Projekt konnten die unterschiedlichen Auswirkungen auf die einzelnen Prozessschritte der Glasherstellung untersucht werden. So war es möglich, den Einfluss der Gasbeschaffenheitsschwankungen auf den Schmelzprozess und auf den Teilprozess der Homogenisierung im Rahmen des Vorhabens genauer zu untersuchen. Diese beiden Prozessschritte nutzen unterschiedliche Verbrennungstechnologien und Brennertypen, so dass teilweise auch unterschiedliche Eigenschaften des Brenngases für die Prozessregelung von Wichtigkeit sind.

Um mit Hilfe einer (verbesserten, angepassten bzw. optimierten) Regelungsstrategie auf die Gasbeschaffenheitsschwankungen reagieren zu können, müssen u. U. zusätzliche Kenngrößen zur Prozessbeschreibung herangezogen werden.

Ausgehend von der noch weit verbreiteten Regelungsstrategie: das Brenngas ist konstant und Änderungen des Restsauerstoffs im Abgas gehen auf nicht optimale Luftmengen zurück, ergibt sich z. B. folgendes Szenario, bei dem die Steuerung bisher völlig falsch reagiert. Neben der Bestimmung des Restsauerstoffs am Ende der Verbrennungsstrecke stehen zur Kontrolle der Verbrennung und des Energieeintrages in das zu erwärmende Gut noch Thermoelemente im Gewölbe und im Glasbad zur Verfügung.

Wenn die Lambdasonde anzeigt, dass der Restsauerstoff geringer wird (vielleicht sogar unterstöchiometrisch) und die Temperaturen im Verbrennungsraum eine leichte Tendenz nach unten zeigen, bleibt als Regeleingriff unter den oben beschriebenen Randbedingungen nur, die Luftmenge anzupassen, d. h. zu erhöhen, so dass der Restsauerstoff wieder dem eingestellten Wert entspricht. Beobachtet man nun die Temperaturen im Verbrennungsraum und abziehenden Abgas sowie in der Schmelze, so ergeben sich folgende Entwicklungen. Der Wärmeeintrag ins Glasbad wird eher schlechter und die Glasbadtemperaturen sinken sehr langsam. Das Thermoelement im Verbrennungsraum zeigt ebenfalls um einige Kelvin erniedrigte Temperaturen an und das abziehende Abgas führt im Kammerkopf zu leicht erhöhten Temperaturen. Um den Abwärtstrend der Glasbadtemperatur zu stoppen, wird die Brenngasmenge erhöht und parallel dazu die Luftmenge, um mehr Energie zur Verfügung zu haben und den Restsauerstoff dabei stabil zu halten (NO_x -optimierte Fahrweise). Nach ca. einem halben bis ganzen Tag erscheinen bei einer U-Flammenwanne die ersten Glasfehler im Produkt (Relikte der durchlassseitigen Stirnwand) und bei einer querbeheizten Regenerativwanne überhitzt der Kammerkopf auf der abziehenden Seite. Was lief falsch?

Es fehlte bei der Beobachtung am Anfang der Kette der folgende Aspekt, dass der Luftmangel auf eine Änderung der Gasbeschaffenheit zurückgeht und nichts mit der Luftmenge zu tun hat. Die Regelung muss den erhöhten Brennwert und damit den gestiegenen Luftbedarf durch eine Verringerung des Brenngasstrom ausgleichen. Die Kenntnis der Brenngasbeschaffenheitskenngröße Brenn- bzw. Heizwert ist für eine Regelung der Wanne also von Wichtigkeit. Wie im Bericht gezeigt, kommt es bei einer Gasbeschaffenheitsschwankung mit Anstieg des Brennwertes u. U. zu einer Verlängerung der Flamme (Kap. 3.4.2.1), wenn die Änderung nicht berücksichtigt wird, da unbekannt bzw. nicht erkannt. Wird dann die Luftmenge erhöht, um wie oben beschrieben den Restsauerstoff wieder einzustellen, wird die Verlängerung der Flamme manifestiert. Bei einer U-Flammenwanne führt dies auf Dauer zum Abschmelzen der Stirnwand und bei querbeheizten Regenerativwannen zu einer Überhitzung im abziehenden Kammerkopf oder zu einem verzögerten Ausbrand in den obersten Lagen, was zu deren Zerstörung führt.

Das Forschungsvorhaben machte deutlich, dass zur Ausregelung von Gasbeschaffenheitsschwankungen folgende Messgrößen zur Kompensation in der Verbrennungsregelung der Glasschmelzwanne benötigt werden: Heiz- oder Brennwert des Brenngases, Brenngasmenge,

Luftmenge, Luftfeuchtigkeit (da diese den verfügbaren Sauerstoffgehalt der Luft beeinflusst und die Regelung auf Grund der nahstöchiometrischen Fahrweise sehr empfindlich auf geringste Abweichungen reagiert). Um die Energiemenge bzw. den Wärmeeintrag ins Gut zu charakterisieren, sind die Temperaturmessungen im Verbrennungsraum und im Glasbad wichtig. Bei näherer Betrachtung zeigte sich außerdem, dass bei der Gasmengenbestimmung bei Einsatz bestimmter Messverfahren die Schwankung der Brenngasdichte mit eingeht und auf Grund der Fahrweise mit beachtet werden sollte.

Im Bereich Feeder, wo vorgemischte Verbrennung eingesetzt wird, ergeben sich andere Mess- und Regelaufgaben. Da das Brenngas bzw. das sich aus der Verbrennung ergebende Abgas auch eine gewisse Aufgabe als Schutzgas übernimmt (abhängig von der Glasfarbe) muss das Vorgemisch trotz der Gasbeschaffenheitsschwankung immer dem geforderten Redox-Bedingungen folgen, da es ansonsten zu Problemen mit der Glasfarbe kommen kann. Dazu muss in Zukunft aus der festen Verhältnisregelung eine flexible Ausregelung des aktuellen Luftbedarfs (zum Beispiel mit Hilfe der Gasbeschaffenheitskenngröße Heiz- oder Brennwert) mit Hilfe moderner Regeleinheiten erfolgen, so dass das Vorgemisch trotz Änderungen der Gasbeschaffenheit wirklich eine konstante Luftzahl widerspiegelt und nicht wie bisher üblich ein konstantes Verhältnis der gemischten Massenströme mit schwankender Luftzahl.

Eine wichtige Erkenntnis des Forschungsprojektes ist, dass jeder Verbrennungsprozess, jede Thermoprozessanlage und jeder Prozessschritt darauf hin untersucht werden muss, welche Kenngrößen der Gasbeschaffenheit für den jeweiligen Prozessschritt von Wichtigkeit ist, welche (unabhängigen) Messgrößen zur Charakterisierung bzw. zur Steuer- und Regelung benötigt werden und wie die bisherige Regelungsstrategie aussieht und ob sie noch gültig ist bzw. angepasst werden muss. Kap. 3.5.4 dokumentiert die Herangehensweise an eine angepasste Regelung, um die Auswirkungen von Schwankungen der Gasbeschaffenheit zu kompensieren, am Beispiel der Glasschmelzwanne.

3.7.2 AS 7.2: Bewertung der Messkonzepte bzgl. der Tauglichkeit in der industriellen Praxis und Auswahlhilfen

Wie schon in Kapitel 3.5.2 ausgeführt, sind alle im Rahmen des Projektes untersuchten, am Markt verfügbaren Messgeräte für den robusten industriellen Einsatz geeignet. Eine Empfehlung für ein Messgerät bzw. Messkonzept kann pauschal nicht getroffen werden, da dies von vielen individuellen Faktoren abhängt. Eine qualitative Bewertung verschiedener Kriterien der untersuchten Messkategorien ist ebenfalls in Kapitel 3.5.2 in **Abbildung 3.85** aufgeführt.

Die Auswahl eines geeigneten Messgerätes sollte grundsätzlich nach diesen 5 Punkten erfolgen:

1. Festlegung der eigenen Anforderungen
2. Ermittlung des Budgets für Anschaffung und laufenden Kosten
3. Grobauswahl anhand 1. + 2. treffen bzw. Geräte ausschließen
3. Hersteller/Anbieter kontaktieren
 - Unbedingt auch international suchen
4. Geeigneten Aufstellort festlegen

Dabei kann der folgende Fragenkatalog eine Entscheidungshilfe darstellen:

1. Anforderungen an die Messung

- Welche Parameter werden benötigt (kalorimetrische Größen oder Gasanalyse)?
- Soll mittels des Heizwertes oder des Wobbe-Index geregelt werden?
- Welche Ansprechzeit ist erforderlich (Prozess, Probennahme)?
- Bestehen hinsichtlich bestimmter Parameter erhöhte Genauigkeitsanforderungen?
- Ist mit Wasserstoff oder Sondergasen im Erdgas zu rechnen (z. B. Biogas)?

2. Anforderungen an den Aufstellort

- Welcher Gasdruck bzw. Druckbereich herrscht am Ort der Probennahme?
- Ist eine Ex-geschützte Installation erforderlich?
- Welche Umgebungsbedingungen herrschen am Aufstellort?
- Reicht das Platzangebot für die Installation?
- Können alle Medien zu- und abgeführt werden (Gase, Druckluft, Abgas)?
- Welche Entfernung liegt zwischen Messgerät und Probennahme?
- Können erforderliche Flaschengase am Aufstellort gelagert werden (Sicherheitsaspekte)?
- Kann eine Datenleitung zur Steuerung verlegt werden?
- Welche Datenschnittstelle wird benötigt?

3. Betrieb des Messgerätes

- Welche Anforderungen werden an das Bedienpersonal gestellt (Qualifikation, Zeitbedarf)?
- Wie hoch ist der Wartungsaufwand (Zeitintervalle, Kosten, Eigenleistung möglich)?
- Welche Betriebsgase sind erforderlich (Trägergase, Kalibriergase, Instrumentenluft)?

4. Kosten (siehe auch **Tabelle 3.13**)

- Welche Kosten verursacht die Gesamtinstallation (Gerät, Probennahme, Medienversorgung)
- Was kosten Träger- und Kalibriergase, wie lange reicht eine Flaschenfüllung?
- Ist eine Schulung des eigenen Personals erforderlich?
- Wie hoch liegen die regelmäßigen Wartungskosten?
- Was kosten häufig benötigte Ersatzteile / Serviceartikel?
- Führen die Bedingungen am Aufstellort evtl. zu kürzeren Wartungsintervallen (z. B. Verschmutzung von Filtern)?

5. Besondere Anforderungen

- Soll das Messgerät auch zur Kontrolle von Abrechnungen (Gasverbrauch) genutzt werden?
 - Eichfähige Geräte bieten hier möglicherweise einen Vorteil.
- Werden zusätzliche Parameter wie z. B. der Verbrennungsluftbedarf benötigt?
 - Einzelne Geräte liefern zusätzliche Informationen, z. B. CARI, CO₂-Emissionsfaktor, Methanzahl, ...
 - GCs liefern i. d. R. eine vollständige Gasanalyse, aus der zahlreiche Größen berechnet werden können.

Tabelle 3.13: Abgeschätzter Kostenvergleich der untersuchten Messkonzepte (Quelle: GWI)

	Prozessgas-chromatograph	Kalorimeterartige Messgeräte	Korrelative Messgeräte
Investitionskosten	30 – 150 k€	20 – 50 k€	10 – 40 k€
Betriebskosten	1 – 4 k€/a	0,5 – 1,5 k€/a	0,3 – 1,5 k€/a
Wartungskosten	1 – 3,5 k€/a	1 – 1,5 k€/a	1 – 1,5 k€/a

Ein Aspekt, der bei der Anschaffung und Installation von Gasbeschaffenheitsmessgeräten ebenfalls berücksichtigt werden kann, ist die Eichfähigkeit (Nachweis einer behördlich geprüften Genauigkeit innerhalb der Eichfehlergrenzen) der Messsysteme. Nachfolgend sind ein paar Vor- und Nachteile eines geeichten Messsystems aufgeführt:

- Sehr gute Position gegenüber Gasversorger bei Fragen der Abrechnung.
- Nicht unerhebliche Zusatzkosten (Installation, Eichamt).
- Jährlich wiederkehrende Prüfung durch zuständiges Eichamt oder Prüfstelle.
- weniger Flexibilität der Installation.
- Kalibriergase sind deutlich teurer.

3.7.3 AS 7.3: Erstellung von Handlungsempfehlungen für die Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen

Um Gasbeschaffenheitsschwankungen zu kompensieren, ist es im ersten Schritt notwendig, die aktuellen Gasbeschaffenheiten vor Ort zu kennen. Diese Daten können entweder durch entsprechende Messsysteme, siehe vorherige Kapitel, oder zukünftig vielleicht durch eine Bereitstellung durch den Gasnetzbetreiber geliefert werden. Detaillierte Beispiele für anwenderseitige Kompensationen sind in den vorherigen Kapiteln ausführlich und an Fallbeispielen für die Glasindustrie dargestellt worden. Nachfolgend werden diese Kompensationsmaßnahmen zu Handlungsempfehlungen auch für andere Industriebranchen zusammengefasst.

Die Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen kann sowohl auf der Netz- als auch auf der Anwenderseite erfolgen.

In **Abbildung 3.104** sind die generellen Kompensationsansätze nach ihrem technischen Aufwand und Wichtung aufgeführt. Diese sind in die anwender- und netzseitigen Kompensationsmöglichkeiten unterteilt und mit einer Wichtung bzgl. der Kosten versehen.

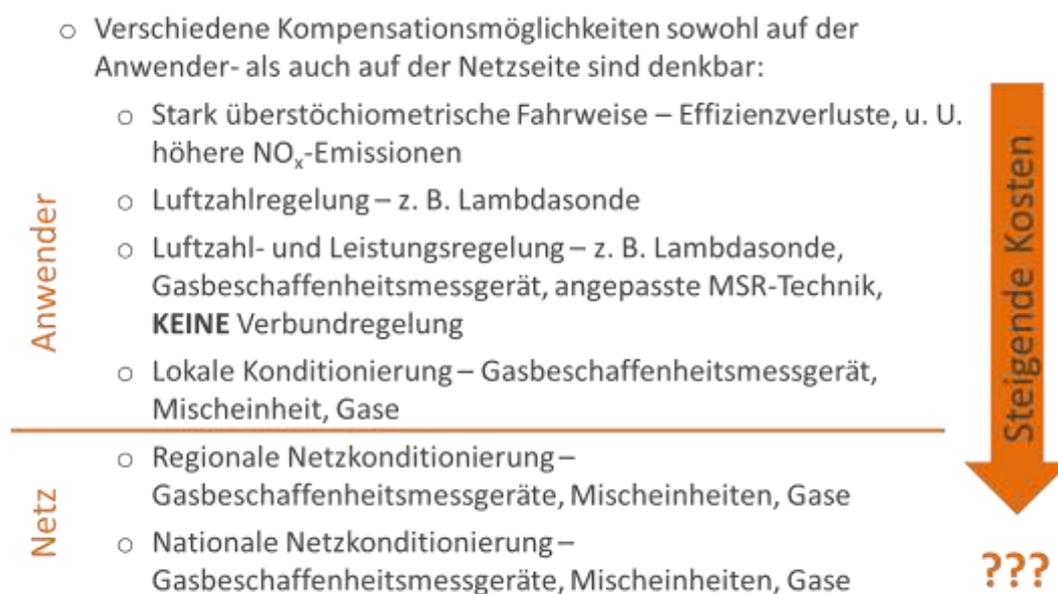


Abbildung 3.104: Kompensationsmöglichkeiten für (industrielle) Endanwender [16]

Eine stark überstöchiometrische Fahrweise, wie sie z. B. im Haushaltsbereich vorkommt, ist in den meisten Thermoprozessindustrien keine Option, es sei denn, sie ist prozesstechnisch notwendig. Einerseits müssen teilweise sehr hohe Prozesstemperaturen (> 1.600 °C) mit deutlich größeren Leistungen im Megawattbereich realisiert werden, andererseits spielen Fragen einer optimalen Effizienz (niedriger Energieverbrauch, da relevanter Kostenfaktor) und Einhaltung von Schadstoffgrenzwerten wie beispielsweise NO_x-Emissionen eine entscheidende Rolle. Auf die anwenderseitigen Kompensationsmöglichkeiten wird in Kapitel 3.7.3 näher eingegangen.

Weitere anwenderseitige Kompensationsmaßnahmen umfassen entweder entsprechende Mess- und Regelungstechnik oder werksseitige Konditionierungseinrichtungen. Hierauf wird nachfolgend etwas detaillierter eingegangen.

Die Möglichkeit einer lokalen Konditionierung wurde in der Vergangenheit an einigen Anlagen der Glasindustrie schon angewendet und ist auch aktuell für einige Anwendungen noch relevant. Prinzipiell gibt es zwei Möglichkeiten einer Konditionierung:

- Downgrading: Konditionierung mit Luft oder Stickstoff auf einen konstanten, niedrigeren Heizwert (oder Wobbe-Index)
- Upgrading: Konditionierung mit Flüssiggas auf einen konstanten, höheren Heizwert oder Wobbe-Index

Beide Optionen sind mit einem erheblichen Mehraufwand an Anlagentechnik (Mischeinheit, Gasbeschaffenheitsmessung, usw.) und Kosten (Flüssiggas- bzw. Luft- bzw. Stickstoffbereitstellung) verbunden. Außerdem führt ein Downgrading zu einem energetisch ineffizienteren Prozessbetrieb. Ein Upgrading verschlechtert die CO₂-Bilanz.

Die Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen durch anwenderseitige MSR-Technik (Messen-Steuern-Regeln) umfasst dabei zwei Punkte:

1. Das **Messen** relevanter Größen und
2. das **Regeln** der einzelnen Prozessschritte und Anlagenteile nach den vorherrschenden Anforderungen.

Messen

Abbildung 3.105 verdeutlicht die Reihenfolge der Messmöglichkeiten und die entsprechenden Messgrößen in einem industriellen Thermoprozess.

• Sauerstoffgehalt im Abgas	nach Reaktionsraum (Feedback)
• (zusätzliche) Temperaturen im Reaktionsraum und im Produkt	im Reaktionsraum
• Gasbeschaffenheit im Brenngas	vor Reaktionsraum (Feed Forward)
• Volumenströme von Brenngas und Oxidator (Luft oder Sauerstoff)	vor Reaktionsraum (Feed Forward)
• Sonstiges	

Abbildung 3.105: Reihenfolge der Messmöglichkeiten und Messgrößen in einem industriellen Thermoprozess (Quelle: GWI/HVG)

Folgende Punkte sollten bei der Ausstattung eines Prozesses mit MSR-Technik zur Kompensation der Gasbeschaffenheitsschwankungen berücksichtigt werden:

Erfassung des Sauerstoffgehaltes im Abgas:

- Einsatz von z. B. Lambda-Sonden

Erfassung der Gasbeschaffenheit:

- Messgeräte zur Bestimmung der Gasbeschaffenheit basierend auf verschiedenen Messprinzipien sind industrietauglich in jeder Preiskategorie vorhanden
- Anschaffung eines geeigneten Gerätes anhängig von:
 - Anforderungen des Prozesses, der Anlage und des Produktes,
 - der Messgenauigkeit sowie t_{90} -Zeit und Robustheit des Gerätes,
 - Richtige Qualifikation der Mitarbeiter,
 - Interne Möglichkeiten der Datenweiterverarbeitung,
 - Investitionsaufwand, dabei Folgekosten und -aufwand beachten:
- Mindestanforderung zur Kompensation der Gasbeschaffenheitsschwankungen:
 - Ermittlung des Heizwertes, da Korrelation mit dem Mindestsauerstoff-/ -Luftbedarf vorhanden ist ($H_i \sim L_{\min}$)

Erfassung der Volumenströme von Brenngas und Oxidator (Luft oder Sauerstoff):

- **SEPARATE** Erfassung/Einstellung von Gas- und Oxidatorvolumenströmen zur unabhängigen Regelung (kein konstantes Verhältnis)

Erfassung weiterer Parameter:

- Abgastemperatur und Schadstoffkonzentrationen (CO, NO_x, ...) erfassen
- Anzahl und Position der erforderlichen Messstellen (Temperaturen, etc.) in der Anlage überprüfen und ergänzen

Die Messung des Sauerstoffgehalts im Abgas sollte eigentlich Stand der Technik an jeder industriellen Thermoprozessanlage, unabhängig von der Branche und an jeder Kesselfeuerung usw. sein. Der Sauerstoffgehalt im Abgas zeigt an, ob ein Prozess ausreichend überstöchiometrisch gefahren wird, um die Gefährdung von Umwelt, Personal und Anlage durch CO-Emissionen zu verhindern, ob ein Falschlufteinbruch vorliegt oder ob der Prozess so effizient wie möglich betrieben wird.

Um eine sinnvolle Regelung zur Kompensation der Gasbeschaffenheitsschwankungen in einen Prozess zu integrieren, ist es notwendig, alle relevanten Parameter, die sowohl eine optimale Produktqualität als auch eine optimale Fahrweise der Anlage gewährleisten, zu kennen und zu erfassen. Dazu müssen unter Umständen weitere Sensoren (z. B. Temperaturen im Gut oder im Ofenraum, Konzentrationen in der Atmosphäre für eine optimale Prozessqualität) installiert werden.

Den Schwerpunkt der Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen bildet im industriellen Sektor die Erfassung der aktuell anliegenden Gasbeschaffenheit.

Regeln:

Die **Abbildung 2.6** wurde anhand der vorliegenden Ergebnisse und Erkenntnisse angepasst und um die relevanten Mess- und Regelgrößen ergänzt siehe **Abbildung 3.106**.

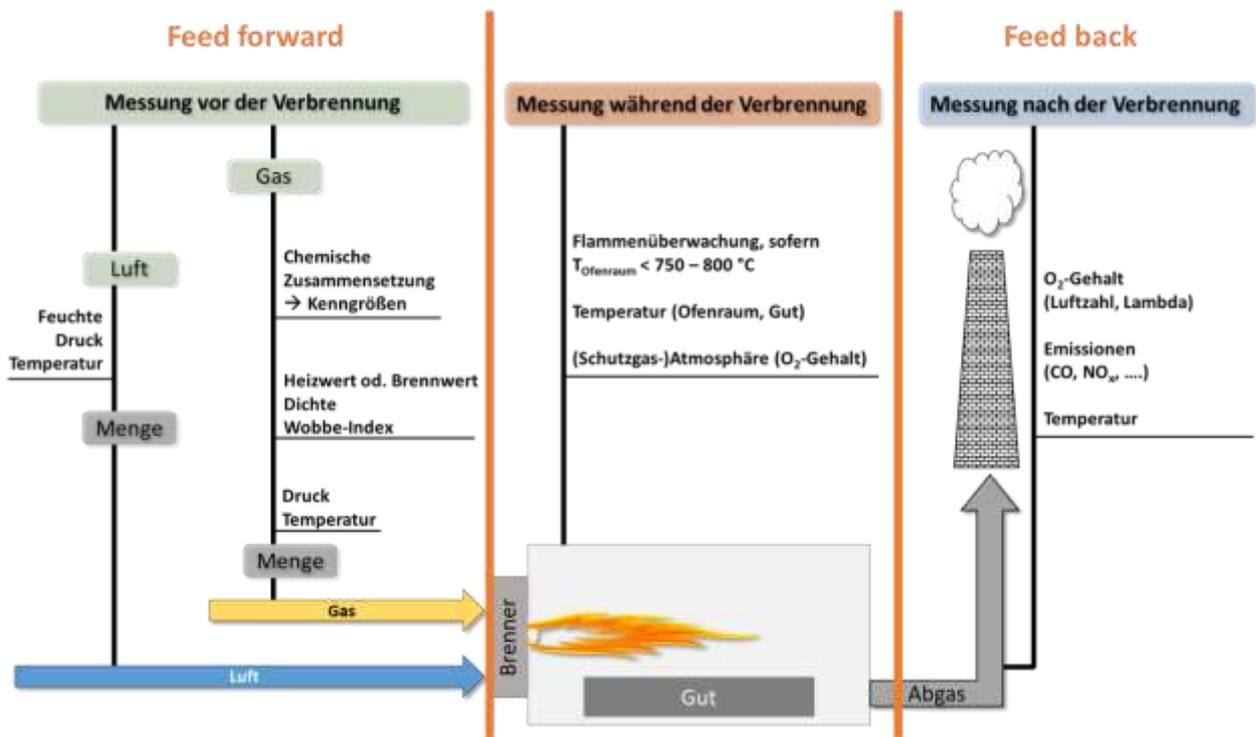


Abbildung 3.106: Mess- und Regelungsmöglichkeiten in einem industriellen Thermoprozess auf Basis der Ausarbeitung der SVG (Quelle: GWI/HVG)

Allgemein und generell kann folgendes festgestellt werden:

- „Feed forward“-Regelung (vor dem Verbrennungsprozess) und „feed back“-Regelung (nach dem Verbrennungsprozess) der Anlagen und Prozesse müssen kombiniert und aufeinander abgestimmt werden, da ansonsten gegenläufige oder falsche Regelungseffekte auftreten können
- **KEINE feste Verhältnisregelung:**
Luft- und Gasvolumenströme müssen **separat** regelbar sein, Gas- und Luftstrecken mit entsprechenden (regelbaren) Armaturen und Messmöglichkeiten ausstatten

Für die verschiedenen Brenntypen, die im Rahmen des Projektes näher betrachtet wurden, wird folgendes empfohlen:

- **Nicht-vormischende Brenner** (Diffusionsbrenner, Gas und Luft mischen erst im Brennraum)
 - Mögliches Regelungskonzept: Details: siehe Abbildung Z8
- **Vormischbrenner** (Gas und Luft werden vor der Verbrennung gemischt)
 - Bisher: konstant eingestelltes Luft-Brennstoffverhältnis

- Neu:
variabel regelbares Luft-Brennstoffverhältnis, aber trotz variierenden Luftbedarfs eine konstante Luftzahl im Vorgemisch bzw. konstanter Restsauerstoff im Abgas
- **Gebälsebrenner** (jeder Brenner hat sein eigenes Gebläse mit einer i. d. R. starren Verhältnisregelung)
 - Eher unkritisch, wenn Luftzahlen ca. 1,3 bis 1,4 eingestellt sind, da bei hohen eingestellten Luftzahlen Brenngasschwankungen keine gravierenden Auswirkungen haben und Effizienz in den entsprechenden Prozessschritten keine große Rolle spielt.
 - Kritisch wird es, wenn Brenngaseigenschaften schwanken und:
 - Brenner zu nahstöchiometrisch ($< 1,1$) eingestellt werden -> CO-Problem
 - Brenner zu überstöchiometrisch ($> 1,6$) eingestellt werden -> Flammenstabilität

Die 2 folgenden Aussagen fassen die Handlungsempfehlungen zusammen und sind damit auch auf andere Industriebranchen übertragbar. Zur **Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen** ist es notwendig die **anliegende Gasbeschaffenheit** (mindestens den Heizwert) (eigenes Messgerät oder Online-Daten des Netzbetreibers) in Echtzeit zu ermitteln und die Möglichkeit der **separaten Erfassung** und **Regelung** von Gas- und Luftströmen zu realisieren. Trotzdem müssen jede Anlage und jeder Prozess individuell betrachtet werden.

5. Fortschreibung des Verwertungsplans

5.1 Schutzrechtsanmeldungen

Für Teile des am BFI weiterentwickelten Messgerätes wurde am 10.06.2011 ein Patent vom BFI mit dem Titel „Vorrichtung zur Oxidation der oxidierbaren Anteile einer Brenngasprobe zur Qualitätsbestimmung des Brenngases“ angemeldet. Am 09.02.2017 wurde das Patent erteilt. Die Patentnummer lautet DE 10 2011 106 373 84, 2017.02.09.

Von der Firma STG erfolgte eine Schutzrechtsanmeldung der Energiebasierten Lambdareg-
lung:

PCT/EP2016/054715

**METHOD FOR CONTROLLED OPERATION OF AN; IN PARTICULAR REGENERATIVE;
HEATED INDUSTRIEL FURNACE; OPEN-LOOP AND CLOSED-LOOP CONTROL UNIT;
AND HEATABLE INDUSTRIAL FURNACE**

**VERFAHREN ZUM GEREGLTEN BETRIEB EINES; INSBESONDERE REGENERATIV; BE-
HEIZTEN INDUSTRIEOFENS; STEUER- UND REGELEINRICHTUNG UND BEHEIZBARER
INDUSTRIEOFEN**

Prioritätsdatum: 05.03.2015

PCT Anmeldedatum: 04.03.2016

Status: nationalisiert

Europapatent Prüfungsverfahren läuft

China Prüfungsverfahren läuft

USA Prüfungsverfahren läuft

Indien Frist Prüfungsantrag 04.03.2019

Japan Frist Prüfungsantrag 03.03.2019

5.2 Voraussichtlicher Nutzen und Verwertbarkeit des Ergebnisses

Die Ergebnisse des Forschungsvorhabens erlauben zum einen verlässliche Aussagen zur Schwankungsbreite der heute schon vorkommenden Gasbeschaffenheitsschwankungen in Deutschland und ermöglichen zum anderen den Betreiber industrieller Thermoprozessanlagen auf Änderungen der Gasbeschaffenheit zu reagieren bzw. diese regelungstechnisch zu kompensieren. Die Umsetzung und Nutzung der Ergebnisse ist, auch für KMU, durch die Mitarbeit eines mittelständischen Zulieferers für die Glasindustrie sichergestellt. Die grundlegende Vorgehensweise kann auch auf andere Branchen der Grundstoffindustrien übertragen werden. Die rege Teilnahme aus unterschiedlichsten Branchen und lebendige Diskussion auf dem Workshop im November 2018 untermauert die branchenübergreifende Relevanz der Ergebnisse.

Die Fähigkeit auf schwankende Gasbeschaffenheiten zu reagieren und diese bei Erhalt der Produktqualität und Prozessstabilität zu regelungstechnisch zu kompensieren verbessert auch

die Ausgangslage der Grundstoffindustrien bezüglich des Einsatzes erneuerbarer Brenngase und Gemischen aus CO₂-neutralen Gasen mit Erdgas, um den Anforderungen der Klimaverträglichkeit zu genügen.

5.3 Erfolgte und geplante Veröffentlichungen

Während der Projektlaufzeit wurden erste Ergebnisse auf folgenden Tagungen/Messen/Konferenzen und in folgenden Zeitschriften vorgestellt und veröffentlicht:

- Pressemitteilung: Forschungsprojekt GasqualitaetGlas läuft an, gaswärme International, Ausgabe 6, S. 14, 2015
- Poster: B. Fleischmann, B., J. Leicher: GasQualitaetGlas - Der Einfluss von Schwankungen der Brenngasbeschaffenheit auf die Energieeffizienz und Gegenmaßnahmen (BMWi Fördernummer 03ET1296 A bis D), 90. Glastechnische Tagung, 06. – 08. Juni 2016, Goslar
- Vortrag: P. Hemmann: Entwurf einer optimalen Regelstrategie zur vorausschauenden Kompensation schwankender Gasqualitäten für die Sicherung stabiler Schmelztemperatur, 90. Glastechnische Tagung, 06. – 08. Juni 2016, Goslar
- Poster: B. Fleischmann: Gas quality and glass quality – the impact of fuel gas quality on the glass production process (BMWi research number 03ET1296 A - D), SGT Centenary Conference, 04. - 08. September 2016, Sheffield, UK
- Poster: B. Fleischmann: Gasbeschaffenheitsschwankungen – Erarbeitung von Kompensationsstrategien für die Glasindustrie zur Optimierung der Energieeffizienz; (BMWi Förderkennzeichen 03ET1296 A bis D), glasstec, 20. - 23. September 2016, Düsseldorf
- Vortrag: P. Hemmann: “Optimal control strategy for predictive Compensation of gas quality fluctuations in glass melting furnaces”, 08.11.2016; 77. Conference on Glass Problems, Columbus/Ohio
- Vortrag: G. Bergmann, GasqualitaetGlas – aktueller Stand der Arbeiten, 07.03.2017, Sitzung des HVG-Beirates und DGG-Vorstandsrates, Aachen
- Vortrag: G. Bergmann, GasqualitaetGlas – Projektvorstellung und aktueller Stand der Arbeiten, 22.03.2017, Produktionsleitermeeting Ardagh Glass Deutschland, Drebkau
- Vortrag: B. Fleischmann, GasqualitaetGlas – aktueller Stand, AK Energie des BV Glas, 05.04.2017, Düsseldorf
- Veröffentlichung im HVG-Tätigkeitsbericht 2016: Verbundvorhaben: Gasbeschaffenheitsschwankungen – Erarbeitung von Kompensationsstrategien für die Glasindustrie zur Optimierung der Energieeffizienz: Teilprojekt der HVG: Test geeigneter Messtechniken zur Kompensation von Gasbeschaffenheitsschwankungen sowie zur Optimierung der Energieeffizienz bei der Glasherstellung. (BMWi Nr. 03 ET 12 96 C), Seiten 36 & 37
- Veröffentlichung im GWI-Tätigkeitsbericht 2016: gaswärme international, 2017, Heft 1 S. 84 - 85

- Vortrag: J. Leicher: Gas Quality: Impact on Industrial Combustion Processes, IFRF TO-TeM 44: Gaseous Fuels in Industry and Power Generation - Challenges and Opportunities, Essen, 14. – 15. März 2017
- Vortrag: P. Hemmann: Regelungstechnische Lösungen für Industrieöfen zur vorausschauenden Kompensation von Schwankungen der Gasqualität. 8. Praxistagung „Effiziente Brennertechnik für Industrieöfen, 03. – 04.04.2017, Essen
- Vortrag: A. Giese: Statistische Untersuchungen zu realen Erdgasbeschaffenheiten und -zusammensetzungen in deutschen Erdgasnetzen: Ergebnisse aus dem Projekt „GasQualitaetGlas“, 29. – 31.05.2017, 91. Glastechnische Tagung, Weimar
- VDEh-Fachausschusses Eisenguss am 21.03.2017 in Simmerath-Lammersdorf
- VDEh-Fachausschusses Elektro- und Automatisierungstechnik am 06.09.2016 in Düsseldorf
- Vortrag: B. Stranzinger: Umstellung von L- auf H-Gas; Herausforderungen für den Betrieb von Industrieöfen. VDEh-Schmiedeausschuss, Fachausschuss Wärmöfen am 18.05.2017 in Remscheid
- BFI-Internetseite (<http://www.bfi.de/de/themen/energieeffizienz/>)
- Vortrag P. Hemmann: Die energiebasierte Lambdaregelung, Vortrag zur Jahrestagung der Glastechnischen Gesellschaft in Weimar 31.05.2017
- Vortrag: A. Giese: Einfluss der Gasbeschaffenheit auf Industrieprozesse (Keramik), Würzburger Ziegellehrgang, 05. - 07.12.2017 in Würzburg
- Vortrag P. Hemmann: Regelstrategie für Brenngas und Brennluft zur vorausschauenden Kompensation von Gasqualitätsschwankungen, Energieeffizienznetzwerk des BV Glas, Noelle & von Campe, Boffzen am 24.04.2018

Nach der Projektlaufzeit geplante Veröffentlichungen:

- Veröffentlichung des Abschlussberichtes auf den Homepages der Forschungspartner
- Poster: A. Giese, J. Leicher, T. Nowakowski, K. Görner, B. Fleischmann: Gas Quality vs. Glass Quality? Results of the German Research Project „GasQualitaetGlas“, 92nd Annual Meeting of the German Society of Glass Technology, 28. – 30.05.2018, Bayreuth
- Vortrag: J. Leicher: GasqualitaetGlas: Bestimmung des Einflusses der Erdgasqualität auf die Glasherstellung und die Entwicklung von Kompensationsstrategien, glasstec 2018, 23.10.2018, Düsseldorf
- Vortrag: B. Fleischmann: Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf den Glasherstellungsprozess, Gasbeschaffenheitsschwankungen in der Prozessindustrie - Hintergründe, Auswirkungen, Lösungsansätze -, 22.11.2018, Düsseldorf
- Vortrag: A. Giese, B. Fleischmann: Das Projekt GasqualitaetGlas – Ergebnisse, Gasbeschaffenheitsschwankungen in der Prozessindustrie - Hintergründe, Auswirkungen, Lösungsansätze -, 22.11.2018, Düsseldorf

- Vortrag: P. Hemmann: Regelungstechnische Lösungen für Industrieöfen zur vorausschauenden Kompensation von Schwankungen der Gasqualität Gasbeschaffenheitsschwankungen in der Prozessindustrie - Hintergründe, Auswirkungen, Lösungsansätze -, 22.11.2018, Düsseldorf
- Veröffentlichung: J. Leicher, T. Schneider, T. Nowakowski, A. Giese, K. Görner, B. Fleischmann, N.-H. Löber: Das Forschungsprojekt „GasQualitaetGlas“: Teil 1: Statistische Analysen lokaler Erdgasbeschaffenheiten und Auswirkungen auf industrielle Gasverbraucher, ewp (energie wasser praxis), Anfang 2019
- Veröffentlichung: T. Nowakowski, A. Giese, K. Görner, B. Fleischmann, N.-H. Löber, B. Stranzinger, P. Hemmann: Das Forschungsprojekt „GasQualitaetGlas“: Teil 2: Lösungsmöglichkeiten, Mess- und Regelungskonzepte, ewp (energie wasser praxis), Mitte 2019
- Veröffentlichung: J. Leicher, T. Nowakowski, Islami, B., Schneider, T., A. Giese, K. Görner, B. Fleischmann, N.-H. Löber: Gasbeschaffenheiten in Deutschland: Statistische Untersuchungen und Auswirkungen auf Feuerungsprozesse, 29. Deutscher Flammentag, 17. – 18.09.2019, Bochum

6. Danksagung

Die Autoren danken dem Projektträger Jülich (PtJ) und dem Bundesministerium für Wirtschaft und Energie für die fachliche und finanzielle Unterstützung des Projektes. Weiterhin möchten wir den zahlreichen Mitarbeitern der beteiligten Messgerätehersteller, Glaswannenbetreibern, Hersteller technischer Gase, dem DVGW usw. danken, die durch ihren unermüdlichen und engagierten Einsatz das Projekt tatkräftig unterstützt und damit auch zum Erfolg geführt haben.

7. Literatur

- [1] „DIN EN 16726:2016-04: Gasinfrastruktur - Beschaffenheit von Gas - Gruppe H; Deutsche Fassung EN 16726:2015“, Brüssel, Belgien, 2016.
- [2] Krause, H., Giese, A., Dörr, H., Brückner, H.-J., „Hauptstudie zur Analyse der volkswirtschaftlichen Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf die Sektoren des Gasverbrauchs und deren Kompensation Phase 1 (Hauptstudie Gasbeschaffenheit)“, DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V., Bonn, Abschlussbericht G1/01/15, 2016.
- [3] 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.
- [4] „Technische Regel - Arbeitsblatt DVGW G260 (A), ‚Gasbeschaffenheit‘“, Bonn, 2013.
- [5] Nitschke-Kowsky, P., Martino, A., Weißing, W., Vogt, M., „Gasbeschaffenheit und ihre Schwankungen in E.ON-Verteilnetzen - Auswirkungen auf die Gasanwendung“, energie | wasser-praxis, Nr. 02, S. 12–22, 2016.
- [6] Krause, H., Werschy, M., Franke, S., Giese, A., Benthin, J., Dörr, H., „DVGW-Forschungsauftrag: Gasbeschaffenheit Industrie - Untersuchungen der Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsänderungen auf industrielle und gewerbliche Anwendungen (G 1/06/10 Phase I und II)“, Abschlussbericht DVGW Forschungsprojekt G 1/06/10, 2014.
- [7] Cordier, R., „Impacts des variations de la qualité du gaz H dans les usages industriels“, gehalten auf der Colloque d'AFG sur la qualité du gaz, Paris, Frankreich, 2012.
- [8] Ourliac, M., „Deal with gas quality variations and melt glass with syngas from gasification“, Vortrag auf TOTeM 44: „Gaseous Fuels in Industry and Power Generation: Challenges and Opportunities“, Essen, 2017.
- [9] Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality. BP/IGU, 2011.
- [10] Spielmann, S., „Schwankungen im Erdgasnetz und die Auswirkungen auf industrielle Feuerungsanlagen“, VIK Mitteilungen, Nr. 3, S. 17–19, 2012.
- [11] Hemmann, P., „Predictive Compensation of Fluctuating Gas Quality“, glass problems, Columbus, USA, 2016.
- [12] Slim, B.K., Darmeveil, H.D., Gersen, S., Levinsky, H.B., „The combustion behaviour of forced-draught industrial burners when fired within the EASEE-gas range of Wobbe Index“, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Bd. 3, Nr. 5, S. 642–645, 2011.
- [13] „Common Business Practice: Harmonisation of Natural Gas Quality“, European Association for the Streamlining of Energy Exchange - gas (EASEE-gas), Paris, Frankreich, 2005–001/02, 2009.
- [14] „Gas Safety (Management) Regulations 1996“, London, UK, Statutory Instruments 1996 No. 551, 1996.
- [15] Giese, A., „Gasbeschaffenheitsschwankungen - Mögliche Auswirkungen auf industrielle Anwendungen“, Gaswärme International, Nr. 2, S. 70–75, 2013.
- [16] Krause, H., Werschy, M., Giese, A., Leicher, J., Dörr, H., „Hauptstudie zur Analyse der volkswirtschaftlichen Auswirkungen von Gasbeschaffenheitsschwankungen auf die Sektoren des Gasverbrauchs und deren Kompensation Phase 2 (Hauptstudie Gasbeschaffenheit)“, DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V., Bonn, Abschlussbericht G1/01/15, 2018.

- [17] Cordier, R., „A service offer in combustion control of gas-fired industrial thermal processes: applications in the glass industry (melting furnaces and feeders)“, GLASSMAN, Lyon, Frankreich, 2009.
- [18] Buchet, P., „Increase the energy efficiency and quality product by using Wobbe Index measurement and control in a global and all-inclusive service“, World Gas Conference 2018, Washington DC, USA, 2018.
- [19] Lindgren, T., „Change of gas quality: a case study from Denmark“, EGATEC 2013, Paris, Frankreich, 2013.
- [20] McIntosh, A., McAinsh, J., Bradwell, P., Crowther, M., „Opening up the Gas Market“, SGN, Horley, UK, Final Report, 2016.
- [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.
- [22] Holle, T., Korsmeier, W., Meister, H., „Erfahrungen mit dem Einsatz einer Wobbe-Index-Regelanlage für industrielle Prozesse mit hochgenauer Wärmemengensteuerung“, Gaswärme International, Bd. 39, Nr. 8, S. 335–339, 1990.
- [23] Docquier, N., Candel, S., „Combustion control and sensors: a review“, Progress in Energy and Combustion Science, Bd. 28, Nr. 2, S. 107–150, 2002.
- [24] Ballester, J., Garcia-Armingol, T.,: „Diagnostic techniques for the monitoring and control of practical flames“, Progress in Energy and Combustion Science, Bd. 36, Nr. 4, S. 375–411, 2010.
- [25] Gifford, J., Kodesh, Z., „Combustion Controls“, in Industrial Burner Handbook, Boca Rota: CRC Press, 2003.
- [26] „Europäische Maschinenrichtlinie - einfach umgesetzt“, Siemens AG, 2009.
- [27] Stranzinger, B., Bender, W., „Entwicklung und Erprobung einer sensorbasierten prädikativen Steuerung bei der industriellen Gewinnung und Nutzenanwendung von Prozessgasen“, BFI, Düsseldorf, Schlussbericht 5.45.068, 2003.
- [28] Stranzinger, B., Kotzich, S., „Steigerung der Energieeffizienz an Prozessfeuerungen durch erweitertes universelles Brenngas-Messgerät“, BFI, Düsseldorf, AiF-Forschungsbericht 16155N/I, 2012.
- [29] „Erdgas - Berechnung von Brenn- und Heizwert, Dichte, relativer Dichte und Wobbeindex aus der Zusammensetzung (ISO 6976:1995 + Corrigendum 1:1997 + Corrigendum 2:1997 + Corrigendum 3:1999) Deutsche Fassung EN ISO 6976:2005“. 2005.
- [30] Gas- und Wärme-Institut Essen e. V., Hrsg., gwi-Arbeitsblätter. Essen: Vulkan-Verlag, 2012.
- [31] Westbrook, C.K., Pitz, W.J., Herbinet, O., Curran, H.J., Silke, E.J., „A Detailed Kinetic Reaction Mechanism for n-Alkane Hydrocarbons from n-Octane to n-Hexadecane“, Combust. Flame, 2008.
- [32] Kuhnhenne, E., „Power-to-Gas: Stromspeicher, Gasproduktion, Biomethan oder flexible Last?“, DVGW energie | wasser-praxis, Nr. 7/8, 2011.
- [33] Joest, S., Fichtner, M., Wietschel, M., Bünger, U., Stiller, C., Schmidt, P., Merten, F., Parker, N., Bomhoff, K., „Woher kommt der Wasserstoff in Deutschland bis 2050“, Abschlussbericht der Studie GermanHy, 2009.
- [34] Smith, G. P., Golden, D. M., Frenklach, M., Moriarty, N. W., Eiteneer, B., Goldenberg, M., Bowman, C. T., Hanson, R. K., Song, S., Gardiner Jr., W. C., Lissianski, V. V., Quin, Z., 2000. [Online]. Verfügbar unter: www.me.berkeley.edu/gri_mech.

- [35] Leicher, J., „The Impact of Higher Hydrogen Concentrations in Natural Gas on Industrial Combustion Processes“, ICG Annual Meeting 2017 & 32nd SISECAM Glass Symposium, Istanbul, Türkei, 2017.
- [36] Abbott, D., „The impact of variations in gas composition on gas turbine operation and performance“, Energy Delta Institute Quarterly, Bd. 4, Nr. 1, 2012.
- [37] Rothman, L. S.; Gordon, I. E.; Babikov, Y. et al.: The HITRAN 2012 Molecular Spectroscopic Database. Journal of Quantitative Spectroscopy and Radiative Transfer 130(2013), 4-50.
- [38] Šimečková, M.; Jacquemart, D.; Rothman, L. S.; Gamache, R. R.; Goldman, A.: Einstein A-coefficients and statistical weights for molecular absorption transitions in the HITRAN database. J. Quant. Spectrosc. Radiat. Transfer 98(2006), 130-155
- [39] Kochanov, R.V.; Gordon, I.E.; Rothman, L.S.; Wcislo, P.; Hill, C.; Wilzewski, J.S.: HITRAN Application Programming Interface (HAPI): A comprehensive approach to working with spectroscopic data. J. Quant. Spectrosc. Radiat. Transfer 177(2016), 15-30
- [40] B. Fleischmann, J. Bauer, P. Baumann, A. Scherello, A. Giese, M. Kösters: Abschlußbericht des AiF-Forschungsvorhabens Nr. 80ZN „Spektral“ Verbesserung des Wärmeeintrags in die Glasschmelze unter Ausnutzung der spektralen Wärmestrahlung durch gezielte Brenneinstellungen zur Steigerung der Glasqualität. Mai 2005
- [41] B. Fleischmann, A. Giese: Abschlußbericht AiF-Forschungsvorhaben Nr. 15015 N „Spektral 2“ Verbesserung des direkten Wärmeeintrages in die Glasschmelze durch Optimierung der Verbrennungsparameter bei unterschiedlichen Befeuerungsarten. März 2009
- [42] VDI Richtlinie 4670-Blatt 1 (2003-02): Thermodynamische Stoffwerte von feuchter Luft und Verbrennungsgasen. 32 S. Beuth Verlag, Berlin. Februar 2003.
- [43] Laraia, A. L.; Gamache, R. R.; Lamouroux, J.; Gordon, I. E.; Rothman, L. S.: Total internal partition sums to support planetary remote sensing. Icarus 215(2011), 391-400