

WASSERSTOFF 2025

HYDROGEN



Wasserstoff 2025

Hydrogen

Michael Beckmann, Antonio Hurtado

Freiberg: Innovation- und Kreislaufwirtschaft Sachsen e. V., 2025

IKS-Verlag, 2025

Print: ISBN 978-3-00-082653-5

E-Book: ISBN 978-3-00-082654-2

© Technische Universität Dresden, Institut für Verfahrenstechnik und Umwelttechnik
Alle Rechte vorbehalten

Verlag: Innovation- und Kreislaufwirtschaft Sachsen e. V., Freiberg 2025

Redaktion und Lektorat: Anne Borrmeister, Dr. rer. nat. Kathrin Gebauer,
Dipl.-Ing. Montadhar Guesmi, Julianne Jentschke, M.A., Sandra Leik, M.A.,
Dipl.-Ing. Johannes Manthey, Dipl.-Ing. Jerome Michel

Erfassung und Layout: taktiker Werbeagentur GmbH, Dresden | Julia Gaßmann, M.A.

Druck: Stoba-Druck GmbH, Lampertswalde

Redaktionsschluss: 20.09.2025

1. Auflage 2025: 150 Stück

Dieses Werk ist urheberrechtlich geschützt. Die dadurch begründeten Rechte, insbesondere die der Übersetzung, des Nachdrucks, des Vortrags, der Entnahme von Abbildungen und Tabellen, der Funksendung, der Mikroverfilmung oder der Vervielfältigung auf anderen Wegen und der Speicherung in Datenverarbeitungsanlagen, bleiben, auch bei nur auszugsweiser Verwertung, vorbehalten. Eine Vervielfältigung dieses Werkes oder von Teilen dieses Werkes ist auch im Einzelfall nur in den Grenzen der gesetzlichen Bestimmungen des Urheberrechtsgesetzes der Bundesrepublik Deutschland vom 9. September 1965 in der jeweils geltenden Fassung zulässig. Sie ist grundsätzlich vergütungspflichtig. Zu widerhandlungen unterliegen den Strafbestimmungen des Urheberrechtsgesetzes.

Die Wiedergabe von Gebrauchsnamen, Handelsnamen, Warenbezeichnungen usw. in diesem Werk berechtigt auch ohne besondere Kennzeichnung nicht zu der Annahme, dass solche Namen im Sinne der Warenzeichen- und Markenschutz-Gesetzgebung als frei zu betrachten wären und daher von jedermann benutzt werden dürfen.

Sollte in diesem Werk direkt oder indirekt auf Gesetze, Vorschriften oder Richtlinien, z. B. DIN, VDI, VDE, VGB Bezug genommen oder aus ihnen zitiert worden sein, so kann der Verlag keine Gewähr für Richtigkeit, Vollständigkeit oder Aktualität übernehmen. Es empfiehlt sich, gegebenenfalls für die eigenen Arbeiten die vollständigen Vorschriften oder Richtlinien in der jeweils gültigen Fassung hinzuzuziehen.

Die Autoren zeichnen sich für ihre Beiträge und die Richtigkeit sowie Vollständigkeit der Quellenangaben selbst verantwortlich. Die Manuskripte wurden durch den Herausgeber nur redaktionell bearbeitet.



Vorwort

Wasserstoff wird als zentraler Bestandteil zukünftiger Energiesysteme gesehen – als Sekundärenergieträger, als industrieller Rohstoff und als potenzielles Kopplungsglied zwischen den Strom-, Wärme- und Mobilitätssektoren. Der derzeitige Stand bei den laufenden Projekten und Diskussionen zeigt deutlich: Die mit Wasserstoff abgeleiteten Ambitionen sind sehr hoch, der Weg dorthin bleibt anspruchsvoll.

Die Erzeugung von Wasserstoff – insbesondere von sogenanntem grünem Wasserstoff – ist an die Verfügbarkeit großer Mengen günstiger elektrischer Energie aus regenerativen Energieträgern gebunden. Hier liegt eine zentrale Herausforderung für den Standort Deutschland: Die kontinuierliche Verfügbarkeit von Solar- und Windenergie ist gegenüber südeuropäischen Staaten deutlich geringer; die Stromgestehungskosten aus Wind- und PV-Anlagen zählen hierzu lande zu den höchsten in Europa, was direkte Auswirkungen auf die Wirtschaftlichkeit der Elektrolyseprozesse und der gesamten Kette bis zur Nutzung als Rohstoff oder zur Verstromung hat. Unsere europäischen Nachbarn Frankreich, Finnland, Schweden und Norwegen profitieren von stabilen, vergleichsweise günstigen Strompreisen – gespeist aus nuklearer Energie und Wasserkraft. Während diese Länder bereits industriell skalierbare H₂-Projekte realisieren oder in Vorbereitung haben, bleibt der wirtschaftliche Betrieb von Großeletrolyseuren in Deutschland derzeit oft nur durch staatliche Förderinstrumente denkbar.

Es ist falsch, aus der insgesamt verfehlten Energiepolitik der letzten Jahrzehnte in Deutschland ein pessimistisches Bild für die künftige Entwicklung von Wasserstoffprojekten zu zeichnen. Die Forschung, der Bau von Pilotprojekten und die Planung industrieller Projekte in der Wasserstoffwirtschaft nehmen in Deutschland in beeindruckendem Tempo Fahrt auf. In den vergangenen vier Jahren hat sich das thematische Gewicht auf dem Kraftwerkstechnischen Kolloquium merklich verschoben – aus einzelnen Beiträgen ist ein eigenes Buch zu Themen über wasserstoffbasierte Energiesysteme entstanden; inzwischen bereits im fünften Jahr in Folge. Diese Entwicklung steht exemplarisch für das zunehmende Engagement von Industrie, Forschung, Planung und Politik.

Der Wasserstoffhochlauf in Deutschland vollzieht sich – wenn auch nicht geräuschlos – mit zunehmender Anerkennung der realen technischen und wirtschaftlichen Randbedingungen. Zunehmend rückt die gesamte Wertschöpfungskette in den Fokus – von der Erzeugung über Speicherung, Transport und Zertifizierung bis hin zur Anwendung und sektorübergreifenden Integration. Die Erfahrungen aus den Projekten zeigen, unter welchen Rahmenbedingungen

und in welchem Maßstab dezentrale Komplettlösungen – von der Erzeugung über die Speicherung bis zur Wiederverstromung – sinnvoll sind oder ob zentrale, übergreifende Ansätze und damit der Ausbau des Wasserstoffkernnetzes vorangetrieben werden müssen. Das Bewusstsein für Effizienz, Umweltbilanz und Systemeinbindung ist gewachsen. Wasserstoff ist kein Allheilmittel, jedoch ein zentraler Baustein für ein resilenteres, CO₂-armes Energiegesamtsystem. Zunehmend wird auch in Deutschland über den Einsatz nuklearer Energie im Zusammenhang mit der Wasserstoffwirtschaft debattiert.

Die Beiträge in diesem Band spiegeln aktuelle Entwicklungen rund um das Thema Wasserstoff wider. Sie reichen von technischen Verfahren zur Erzeugung und Nutzung von Wasserstoff über konkrete Anwendungen in Industrieprozessen und Gasturbinen bis hin zu Fragen der Projektentwicklung, Zertifizierung und Systemintegration. Die Autorinnen und Autoren stammen aus Industrie, Forschung, Beratung und Behörden – ihre Beiträge liefern wertvolle Impulse für die weitere Diskussion.

Wie auch die Bücher zur konventionellen Kraftwerkstechnik versteht sich dieser Band als technisches und zeitgeschichtliches Dokument. Das Kraftwerkstechnische Kolloquium bleibt Plattform für den interdisziplinären Austausch, für kritisches Hinterfragen und für anwendungsnahe Innovation – auch und gerade im Bereich der Wasserstoffwirtschaft.

August 2025

Michael Beckmann, Antonio Hurtado



Quelle: photothek.net/Sächsische Staatskanzlei

Liebe Leserin, lieber Leser!

Als im Dezember 2024 die Kühltürme des stillgelegten Werks II in Boxberg gesprengt wurden, endete eine Ära. Jahrzehntelang hatte das Werk zuverlässig und bezahlbar Energie aus Braunkohle gewonnen und geliefert. Künftig soll an gleicher Stelle ein Großbatteriespeicher bis zu 100 MW Leistung netzdienlich bereitstellen und mithelfen, im kurzfristigen Energiehandel die Strompreise zu stabilisieren.

Das klingt natürlich gut. Ebenso, dass die Stadt Chemnitz jetzt schwarzstartfähig ist. Oder dass in der neuen Fabrik von Skeleton Technologies in Markkleeberg im großen Maßstab Superkondensatoren hergestellt werden, die in Sekundenbruchteilen Strom aufnehmen oder abgeben, um das Netz stabil zu halten. Akteure aus Sachsen gestalten die Energiezukunft und den Strukturwandel aktiv mit. Sie agieren dabei in einem hochkomplexen System.

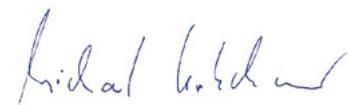
Das Kraftwerkstechnische Kolloquium in Dresden ist der Ort, wo sich seit Jahrzehnten Fachleute für die verschiedensten Bereiche unseres Energiesystems austauschen. So auch im Oktober 2025. Ingenieure und Energiewirtschaftler suchten einmal mehr den Dialog mit der Politik, die dafür sorgen muss, ein neues, ökologisches Energiesystem sicher, zuverlässig und bezahlbar zu realisieren.

Wie steht es darum fünf Jahre nach Beschluss des Kohleausstieges? Einen kompletten Zusammenbruch des Stromnetzes wie auf der iberischen Halbinsel haben wir zum Glück in Deutschland noch nicht erlebt. Andererseits nehmen die Engpässe im Stromnetz zu, weil Erzeugung und Verbrauch immer schwerer auszugleichen sind. Ein massiver Ausbau von Netzen und Speichern ist die Lösung, hält aber auch die Stromkosten hoch und auf einem Niveau, bei dem unsere energieintensive Industrie auf die Dauer international nicht wettbewerbsfähig ist.

Technologieoffenheit bleibt wichtig, ist aber selbst noch kein Erfolgsgarant. Gerade häufen sich die negativen Meldungen aus der Wasserstoff-Branche. Es mehren sich die Zweifel, dass es für die 20 GW an Gaskraftwerken, die derzeit in der Kraftwerksplanung des Bundes stehen, in absehbarer Zeit überhaupt genug Wasserstoff zu bezahlbaren Preisen geben wird. Das Energiewende-Monitoring des BMWE hat sich diesen und anderen Fragen ausführlich gewidmet.

Klar ist: Der Weg zum neuen Energiesystem ist noch lang. Umso wichtiger ist jeder Austausch zwischen Fachleuten, der uns Irr- und Umwege erspart. Einen herzlichen Dank an die TU Dresden und die unermüdlichen Organisatoren

des Kolloquiums, Prof. Michael Beckmann und Prof. Antonio Hurtado, dass sie diesen Austausch einmal mehr ermöglicht haben. Und ein herzliches Glückauf allen Leserinnen und Lesern dieses erkenntnisreichen Tagungsbandes.

A handwritten signature in blue ink, appearing to read "Michael Kretschmer".

Michael Kretschmer
Ministerpräsident des Freistaates Sachsen

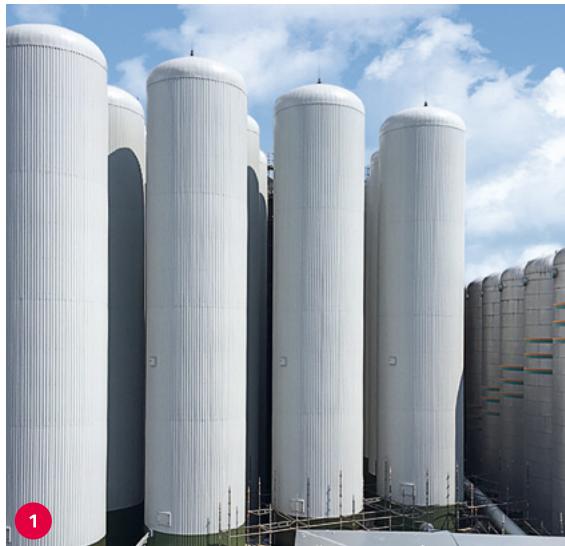
Inhaltsverzeichnis

Entwicklung der Gasinfrastruktur für einen zukunftsfähigen Wirtschaftsstandort Deutschland – Erfahrungen der ONTRAS Gastransport GmbH	
Gunar Schmidt	1
Green Hydrogen vs. Green Methane: Production and Transport	
Konrad Vogeler	17
Verbrennungspulsationen in Kesselanlagen bei Wasserstoff-(Co) Feuerung	
Philipp Pietsch und Raphael David Roth	39
Untersuchung zur Umrüstung eines mit Steinkohle befeuerten Großdampferzeugers auf eine Wasserstofffeuerung	
Torben Fendel, Bernhard Zimmermann und Wolfgang Timm	49
Umbaumaßnahmen an mit Erdgas befeuerten Dampfkesseln zum Einsatz von Wasserstoff unter Einhaltung der NO_x-Emissionen	
Michael Beyer, Thomas Schmidt, Stefan Kohn und Jeremia Schreiber	63
Realisierung einer Low-NO_x-Feuerung mit variablem Wasserstoff- Erdgas-Gemisch hoher Konzentration an einem Hochtemperatur- Prozesswärme-Erzeuger	
Bert Zimmermann, Giuliano Rossi und Thomas Wünsch	83
Herausforderungen bei der Planung einer Open-Cycle-Gasturbine (H₂-Ready) am Standort eines ehemaligen Steinkohlekraftwerks unter Ausnutzung der bestehenden Gebäude- und Infrastruktur	
Raphael Halbe, Dirk Hoch und Dorian Rasche	95
Kann die Verbrennung von Ammoniak der Schlüssel in eine emissionsfreie Zukunft sein? Ein Erfahrungsbericht aus einer 300 kW Versuchsanlage	
Johannes Burkert, Marcel Biebl, Bernd Feller und Christopher Rosebrock	107
Konzept zur Optimierung der Ammoniak-Verbrennung für industrielle Brennersysteme	
Bernd Feller, Marcel Biebl, Anne Giese und Christoph Wieland	119
GET CENTRE UJEP – Low-Emission Research and Innovation Center	
Jan Novotny, Ludmila Nováková, Štefan Michna and Miloš Kašpárek	133

Blasenentstehung aufgrund von Übersättigung bei der PEM-Elektrolyse Johannes Manthey, Montadhar Guesmi, Hossein Mehdipour, Simon Unz und Michael Beckmann	145
HyDi.KWK: Wasserstoffbasierte und digitalisierte KWK-Konzepte für eine emissionsarme und resiliente Energieversorgung Rolf Albus, Christoph Wieland, Nadine Lucke und Jörn Benthin	159
Dank	171
Autorenverzeichnis	173
Inserentenverzeichnis	181
Schlagwortverzeichnis	187

Flexibilität für die Energiewende.

SachsenEnergie stellt sich den Herausforderungen der Energiewende und setzt weiter auf die Flexibilisierung ihrer Erzeugungsanlagen. Damit sorgt sie für die Zukunftsfähigkeit der Dresdner Energieversorgung.



© KILLIG

1 Erweiterung Wärmespeicher (Reick)

- Errichtung 20 zusätzlicher Speicherbehälter und Anbindung an die bestehenden Wärmespeicher
- Erhöhung der Speicherkapazitäten von 6.600 m³ um 7.800 m³
- Fertigstellung 2018

- Erbringung von Regelleistung zur Stabilisierung des Stromnetzes
- Fertigstellung 2019

2 Elektrodenheizkessel – 40 MW (Nossener Brücke)

- Umwandlung überschüssiger Strommengen aus Erneuerbaren Energien in speicherbare Wärme

3 KWK-Flexanlage (Reick)

- hochflexible, schwarzstartfähige Kraft-Wärme-Kopplungsanlage
- 8 Gasmotor-Generator-Module der 11,7-MW-Klasse mit Wärmenutzungsanlagen
- Gewährleistung der Netzstabilisierung und Versorgungssicherheit
- Inbetriebnahme 2022

Entwicklung der Gasinfrastruktur für einen zukunftsfähigen Wirtschaftsstandort Deutschland – Erfahrungen der ONTRAS Gastransport GmbH

Gunar Schmidt

1.	Überblick zur leitungsgebundenen kritischen Infrastruktur auf FNB-Ebene	1
2.	Ausblick und Entwicklung der Infrastruktur	5
3.	Herausforderungen für den Betrieb	6
3.1.	Schritte zur H ₂ -Betriebsbereitschaft.....	6
3.1.1.	H ₂ -Integritätsbewertung	7
3.1.2.	Bruchmechanische Bewertung	7
3.1.3.	Bewertung von Bestandsarmaturen	8
3.2.	EU-Methanverordnung	9
3.3.	Bedeutung der Aus- und Weiterbildung von Fachkräften.....	11
4.	Zusammenfassung	12
5.	Quellen	13

1. Überblick zur leitungsgebundenen kritischen Infrastruktur auf FNB-Ebene

Erdgas spielt für die Energieversorgung Deutschlands eine bisher unersetzliche Rolle. Nimmt man den Primärenergieverbrauch der Bundesrepublik aus dem Jahr 2023 von 2.982 TWh als Basis, so hat Erdgas hier nach Mineralölen den größten Einzelanteil von 24,7 Prozent bzw. 737 TWh [1]. Erdgas findet dabei in vielerlei Hinsicht Verwendung, etwa in der Strom- und Wärmeerzeugung in Gas- und Dampfturbinenkraftwerken oder in Gasthermen in privaten Haushalten, ebenso aber auch als Rohstoff in der chemischen Grundstoffproduktion, bspw. bei Ammoniak.

Während die Gesamtheit des Primärenergieverbrauchs noch recht abstrakt und wenig anschaulich ist, kann man sich der konkreten Rolle einzelner Energieträger durch Betrachtung ihrer jeweiligen Verwendungszwecke annähern. Unter diesen Anteil fällt etwa ein erheblicher Beitrag zur heimischen Stromerzeugung von 16 % im Jahr 2023 [2], wobei die systemische Bedeutung der entsprechenden Kraftwerke im Hinblick auf wichtige Aspekte wie Netzstabilität und Schwarzstartfähigkeit weitaus höher ist und mit dem Voranschreiten der Energiewende noch weiterwachsen dürfte [3]. Neben der Stromerzeugung dienen die entsprechenden Gas- und Dampfturbinenkraftwerke jedoch auch als Wärmequelle in lokalen Fernwärmennetzen. Zumeist kommt Erdgas in dieser Hinsicht jedoch direkt zum Einsatz: Über 20 Mio. Haushalte nutzen Gasthermen zur Heizung, mithin knapp die Hälfte der Grundgesamtheit in Deutschland [4].

Neben der energetischen Nutzung zur Strom- oder Wärmegewinnung erfüllt Erdgas in der deutschen Industrie jedoch noch andere Funktionen. In der Grundstoffchemie spielt das fossile Gas etwa eine tragende Rolle, da es derzeit noch unerlässlich in der lokalen Produktion von Ammoniak ist [5]. Ammoniak ist ein Vorprodukt in der Arznei- oder Düngemittelproduktion und hat damit unmittelbare Relevanz für die Versorgung Deutschlands mit strategisch wichtigen Produkten.

Auch für die Stahlindustrie ist Erdgas in mehrererlei Hinsicht bedeutend, indem es teilweise zur Wärmegewinnung für die benötigten Öfen zum Einsatz kommt. Stahlerzeugung ist derzeit ein Prozess, bei dem enorme CO₂-Emissionen entstehen – im Jahr 2022 war die Stahlindustrie für knapp ein Drittel der gesamten Industrieemissionen Deutschlands verantwortlich [6]. Um diesen Anteil schrittweise zu reduzieren, sollen Hochöfen, die mit Kokskohle operieren, durch Direktreduktionsanlagen ersetzt werden, in denen anstelle von Kohle Wasserstoff als Reduktionsmittel dient [7]. Der dafür benötigte Wasserstoff wird aktuell in industriellen Mengen mittels sog. Dampfreformierung aus Erdgas gewonnen – dasselbe Verfahren, das auch in der Herstellung von Ammoniak zum Einsatz kommt.

Bereits ein solch knapper Überblick zeigt, wie groß die Bedeutung von Erdgas für Wirtschaft und Bevölkerung Deutschlands ist und wie vielfältig die Einsatzzwecke dabei ausfallen. Gleichzeitig ist die Bundesrepublik als Hochtechnologiestandort und drittgrößte Volkswirtschaft der Welt ein vergleichsweise rohstoffarmes Land und entsprechend abhängig von Importen der benötigten Stoffe [8]. Dies trifft auch auf Erdgas zu. Weiterhin muss das Gas sicher und zuverlässig dorthin transportiert werden, wo es in Haushalten, Kraftwerken und Industriestandorten gebraucht wird. Diese Aufgabe fällt den 16 deutschen Fernleitungsnetzbetreibern (FNB) zu, die zu diesem Zweck Gashochdruckleitungen (i. d. R. > 16 bar) einsetzen. Allein das entsprechende Hochdruckleitungsnetz ist über 40.000 Kilometer lang und verbindet Bevölkerungs- und Industrieregionen mit

Import-, bzw. Exportpunkten und Speichern, wie Abbildung 1 verbildlicht. Dabei sind nur die wenigsten Kunden, wie Chemiestandorte, Kraftwerke oder Stahlhütten, direkt ans Hochdrucknetz angeschlossen.

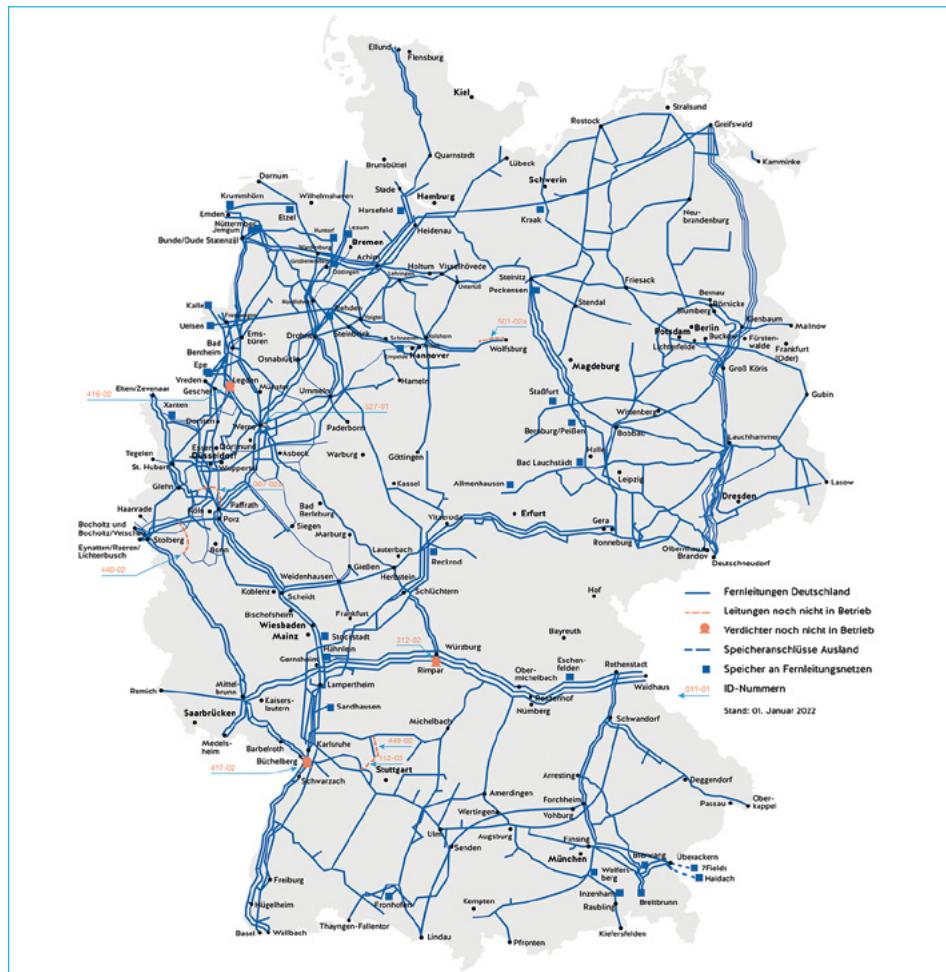


Abb. 1: Startnetz für die Modellierung des Netzentwicklungsplans Gas 2022-2032

Über sogenannte Netzkopplungspunkte wird das Gas an Verteilnetzbetreiber übergeben, die wiederum die Versorgung in der Fläche, bspw. von Haushalten, übernehmen. Dabei haben die FNB im Jahr 2024 ca. 936 TWh Energie transportiert [9]. Neben dem innerdeutschen Verbrauch von 843,6 TWh gehören dazu auch 92,4 TWh Export inklusive Transitmengen. Als zentrales Land in Europa kommt Deutschland und der zugehörigen Infrastruktur in dieser Hinsicht eine große Bedeutung zu, um Gas, das aus Norwegen oder den BENELUX-Ländern importiert wird, an die Nachbarstaaten weiterzuleiten. Im Zuge des russischen Angriffskriegs auf die Ukraine, und des damit einhergehenden einseitigen Im-

portstopps von russischem Erdgas, hat sich über die vergangenen Jahre auch eine Veränderung dieser Lastflüsse vollzogen. Kam im Mai 2022 noch 37 % des hierzulande verbrauchten Erdgases aus Russland, ist mittlerweile Norwegen zum größten Ursprungsland avanciert [10]. Die zahlreichen Grenzübergangspunkte, die die deutschen FNB mit ihren jeweiligen Nachbarn teilen, ermöglichen den eben geschilderten Gasfluss und sorgen für ein eng verknüpftes, innereuropäisches Transportnetz für Erdgas.

Funktionell bildet Deutschland in der Abwicklung von Gastransportgeschäften ein einheitliches Marktgebiet, das vom Marktgebietsverantwortlichen THE – Trading Hub Europe verwaltet wird [11]. Dabei kommt ein sog. Entry-Exit-System zum Einsatz, wonach Liefergeschäfte lediglich bilanziell abgewickelt werden: Die Entnahme von Gas aus dem System muss dabei immer durch eine Zugabe derselben Menge gedeckt sein. Der Fluss der einzelnen Moleküle zwischen den Ein- und Ausgangspunkten lässt sich dabei nicht exakt nachvollziehen. Preislich gilt im gesamten Marktgebiet ein Briefmarkenentgelt, wonach die Kapazitäten der verschiedenen deutschen FNB für Kunden gleich teuer sind und somit der Transport über die Netzgrenzen der jeweiligen FNB vereinfacht wird [12]. Gleichzeitig sorgen das einheitliche Entgelt und das Entry-Exit-System gemeinsam dafür, dass die Preisbildung unabhängig von der zurückgelegten Wegstrecke geschieht [13]. Vermarktet werden die Kapazitäten an verschiedenen europäischen Plattformen, ein wichtiger Anbieter ist in diesem Zusammenhang die Leipziger Plattform PRISMA. Gemäß des dritten EU-Energiebinnenmarktpakets, das 2009 in Kraft trat, sind die FNB gem. § 8 EnWG von ihren jeweiligen Shareholdern vertikal entflochten (getrennte IT- und Buchhaltungssysteme etc.), um deren Unabhängigkeit und einen transparenten Markt zu sichern [14].

Mit ca. 7.700 Kilometern Leitungslänge, und damit dem zweitlängsten Netz in Deutschland, ist die ONTRAS Gastransport GmbH (ONTRAS) ein maßgeblicher Akteur der Gasinfrastruktur. Wie auf Abbildung 2 zu sehen ist, erstreckt sich das Netz dabei über ganz Ostdeutschland und verbindet die jeweiligen Industrie- und Bevölkerungsregionen mit Importpunkten, Untergrundspeichern, Biogaseinspeiseanlagen und anderen deutschen FNB. Im Hinblick auf die transportierte Energiemenge kommt ONTRAS ein Marktanteil von ca. 20 % zu, was die Bedeutung der lokalen Infrastruktur für den innerdeutschen und gesamteuropäischen Gasmarkt unterstreicht. Mit den Tochterunternehmen erweitert sich das Geschäftsfeld der ONTRAS-Gruppe über den reinen Gastransport hinaus in infrastrukturahe Dienstleistungen, von der Planung oder Dokumentation von technischen Anlagen, Planung, Errichtung und Betrieb von Erdgastankstellen sowie Softwarelösungen zur Infrastrukturverwaltung bis hin zur Verlegung von Lichtwellenleitern für die netzeigene digitale Infrastruktur [15].

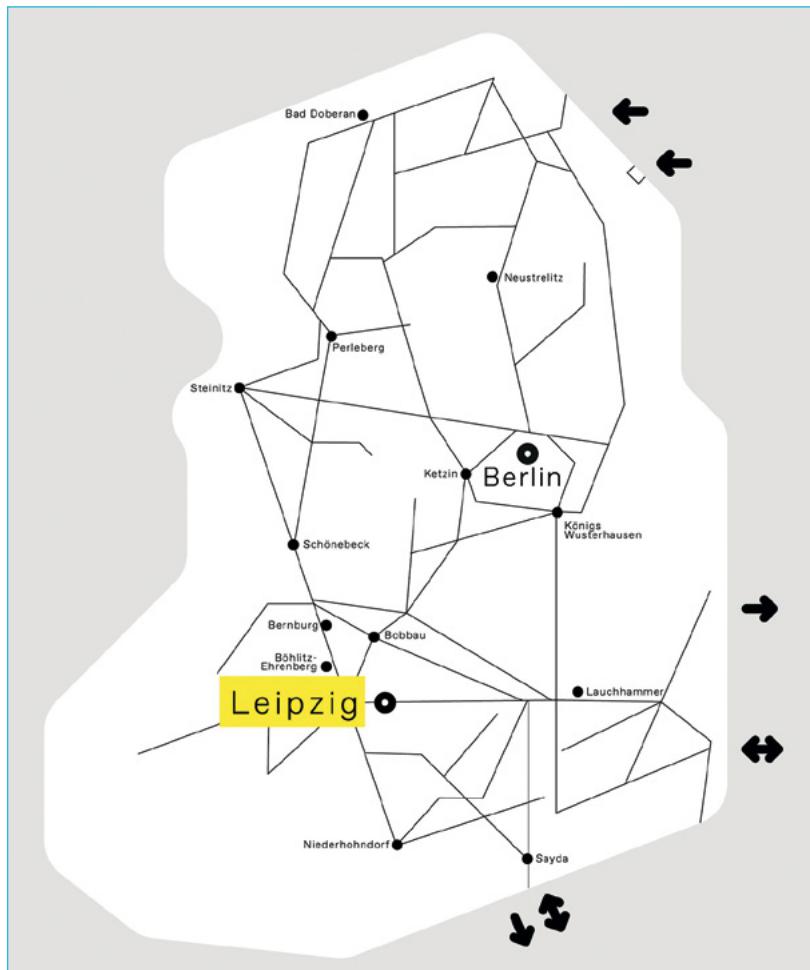


Abb. 2: ONTRAS-Netz

2. Ausblick und Entwicklung der Infrastruktur

Wirtschaftlich betrachtet ist Methan ein zentraler Faktor für die Wettbewerbsfähigkeit des Standorts Deutschland, insbesondere in energieintensiven Branchen wie Chemie, Metallverarbeitung und Glasherstellung. Die Nutzung von Methan – insbesondere in Form von Biomethan oder perspektivisch auch synthetischem Methan – ermöglicht es Unternehmen, ihre Produktionsprozesse zu dekarbonisieren, ohne vollständig auf neue Infrastrukturen umstellen zu müssen. Dies reduziert Investitionsrisiken und schafft Kostenvorteile durch die Nutzung bestehender Gasnetze und Speicher. Zudem trägt Methan zur Versorgungssicherheit bei, was für die Planung und Standortwahl international

agierender Unternehmen entscheidend ist. Damit wird Methan nicht nur zum Energieträger, sondern auch zum wirtschaftlichen Stabilitätsfaktor im Transformationsprozess.

Dabei orientiert sich die Transformation des Energiesystems am energiepolitischen Ziel Dreieck: Versorgungssicherheit, Wirtschaftlichkeit und Umweltverträglichkeit. Die bestehende Gasinfrastruktur erfüllt diese Kriterien bereits heute – sie ist sicher, effizient und durch ihre Umstellbarkeit auf Wasserstoff auch zukunftsfähig. Nachhaltigkeit bedeutet in diesem Kontext nicht zwangsläufig Neubau, sondern intelligente Weiternutzung bestehender Assets.

Ein konkretes Beispiel für diese Strategie ist das ONTRAS H₂-Startnetz. Mit diesem werden zentrale Industrie- und Versorgungsregionen wie Leipzig, Berlin, Sachsen-Anhalt und der Industriebogen Meißen verbunden. Dieses soll bis 2032 realisiert werden und umfasst im ersten Schritt rund 600 Kilometer Wasserstoffleitungen, davon 80 % durch Umstellung bestehender CH₄-Leitungen. Die Integration in europäische Korridore wie den Nordic-Baltic Hydrogen Corridor unterstreicht die strategische Bedeutung des zukünftigen H₂-Netzes für die Versorgungssicherheit und Wettbewerbsfähigkeit Deutschlands.

Methan und Wasserstoff bilden somit gemeinsam das Rückgrat einer zukunfts-fähigen Energieversorgung – sie sichern die Wettbewerbsfähigkeit der Industrie, ermöglichen klimafreundliche Transformation und stärken die Resilienz des Wirtschaftsstandorts Deutschland.

Perspektivisch wird auch der Aufbau einer CO₂-Infrastruktur – etwa zur Erfassung, Nutzung oder auch Speicherung industrieller Emissionen – eine zunehmend wichtige Rolle für den Wirtschaftsstandort Deutschland spielen, um verbleibende und nicht vermeidbare Emissionen zu adressieren und die Transformation energieintensiver Branchen ganzheitlich voranzutreiben.

3. Herausforderungen für den Betrieb

3.1. Schritte zur H₂-Betriebsbereitschaft

Im Rahmen der geplanten Umstellung von etwa 500 km Erdgasleitungen auf den Transport von Wasserstoff sieht sich ONTRAS komplexen Anforderungen hinsichtlich der technischen Planung und praktischen Umsetzung gegenüber. Zur Gewährleistung eines langfristig sicheren und stabilen Betriebs der entstehenden Wasserstoffinfrastruktur sind fortschrittliche technische Konzepte von zentraler Bedeutung. Im Fokus stehen dabei insbesondere die Wasserstoff-Integritätsbewertung, entsprechende bruchmechanische Analysen sowie die Bewertung von Armaturen für den avisierten Wasserstoffbetrieb.

3.1.1. H₂-Integritätsbewertung

Im Rahmen der H₂-Integritätsbewertung werden alle wesentlichen Rohrparameter – wie Werkstoff, Dimensionierung und bisherige Betriebsbedingungen – systematisch analysiert, um mögliche Schwachstellen zu identifizieren. Die Überprüfung des technischen Zustandes einer Leitung erfolgt i. d. R. durch eine Molchung, ein Verfahren zur Inspektion und Reinigung von Rohrleitungen. Dabei wird ein spezielles Gerät, der sogenannte Molch, durch die Rohrleitung geführt. Dieser ist mit verschiedenen Sensoren und Technologien ausgestattet, um die Rohrwände auf Schäden, Risse und Korrosion zu überprüfen. Eine besondere Herausforderung stellt die Bewertung nicht molchbarer Leitungen dar, da in diesem Fall keine Inspektion des Rohrinneren möglich ist. In diesem Fall erfolgt eine technische Zustandsanalyse (TZA) im Rahmen des Pipeline Integrity Management Systems (PIMS). Diese Bewertung umfasst die linearen Gasleitungen und berücksichtigt Rohrkonfigurationen, Singularitäten sowie Umgebungseinflüsse. Hierbei greift ONTRAS auf bewährte, zertifizierte Softwarelösungen zurück, die unter anderem vom TÜV geprüft wurden. Zusätzlich erfolgt der H₂-Tauglichkeitsnachweis nach dem DVGW-Standard mithilfe eines in die Software trascue. PIMS integrierten Bruchmechanik-Tools. Dieses Tool, durch ONTRAS eigens in Zusammenarbeit mit der Tochterfirma GEOMAGIC entwickelt, stellt sicher, dass die Anforderungen gemäß DVGW G 464 [16] für den zukünftigen Betrieb mit Wasserstoff erfüllt werden.

3.1.2. Bruchmechanische Bewertung

Es ist wissenschaftlich belegt, dass Wasserstoffversprödung die Bruchzähigkeit metallischer Werkstoffe reduziert. Dies führt zu einer beschleunigten Rissausbreitung und somit zu einer potenziell verringerten Lebensdauer der Leitungen [17]. Ziel der bruchmechanischen Bewertung ist es daher, die Restlebensdauer von Gashochdruckleitungen unter Wasserstoffeinfluss realistisch abzuschätzen. Die Ergebnisse dienen als Entscheidungsgrundlage für die Umstellung bestehender Leitungen.

Die Bewertung basiert auf vier zentralen Eingangsparametern:

1. Betriebsparameter (z. B. Betriebsdruck, Druckverlauf)
2. Werkstoffkennwerte (z. B. Bruchzähigkeit, Streckgrenze)
3. Rohrgeometrie (Außen-/Innendurchmesser, Wanddicke)
4. Risskonfiguration (Rissart, -tiefe, -länge)

Diese Parameter werden individuell für die jeweils zu bewertende Leitung unter realen Betriebsbedingungen ermittelt. Angesichts des Versprödungseffekts ist eine gezielte Untersuchung der bruchmechanischen Werkstoffeigenschaften

notwendig. Das im Rahmen des DVGW initiierte Forschungsprojekt SyWeSt-H₂ [18] untersuchte hierzu typische, in Deutschland eingesetzte Rohrleitungsstähle. Dabei wurden sowohl die Bruchzähigkeit als auch die Risswachstums geschwindigkeit bestimmt. Die Ergebnisse bestätigten, dass die nach ASME B31.12 geforderte Mindestbruchzähigkeit von 55 MPa/m eingehalten wird und die beobachteten Rissfortschrittsraten im erwarteten Bereich lagen [19].

Auf Basis dieser Eingangsdaten erfolgt die bruchmechanische Bewertung gemäß DVGW-Merkblatt G 464 (M) [20]. ONTRAS hat bereits einen Großteil der für den Wasserstoffbetrieb vorgesehenen Hochdruckleitungen entsprechend analysiert. Unter den aktuellen Annahmen zu Betriebsdruck und Netzführung sind diese aus bruchmechanischer Sicht für den Wasserstofftransport geeignet. Auch die im DVGW-Forschungsvorhaben UKoBaRiS-H₂ untersuchten Armaturen erfüllen die erforderlichen Kriterien [21].

3.1.3. Bewertung von Bestandsarmaturen

Für den sicheren und langfristigen Betrieb mit Wasserstoff ist ferner eine umfassende Bewertung bestehender Armaturen im Fernleitungsnetz erforderlich. Wasserstoff stellt im Vergleich zu Erdgas erhöhte Anforderungen an Dichtheit, mechanische Stabilität und Werkstoffverhalten, weshalb eine detaillierte Prüfung hinsichtlich Druckfestigkeit, Dichtheit und Funktionalität unter praxisnahen Bedingungen notwendig ist [22]. Ziel dieser Bewertung ist es, den Weiterbetrieb vorhandener Armaturen zu ermöglichen oder gegebenenfalls technisch nicht geeignete Komponenten auszutauschen.

Die Grundlage für diese Prüfungen bildet das DVGW-Merkblatt G 405 [23], das spezifische Anforderungen für die Umstellung bestehender Armaturen auf Wasserstoff beschreibt. Im Fall von Armaturen mit direktem Mediumkontakt wird zusätzlich eine individuelle Bewertung durchgeführt, um die technische Eignung zweifelsfrei zu bestätigen.

Im Gegensatz zu Rohrleitungen, deren Zustandsbewertung durch eine notifizierte Stelle erfolgt, liegt die Verantwortung für die Prüfung von Armaturen direkt beim Netzbetreiber. Die von ONTRAS durchgeführten Analysen orientieren sich an den Vorgaben des DVGW-Merkblatts G 405 [vgl. ebd.] und umfassen unter anderem die Prüfung vorhandener Unterlagen zur Errichtung, zum Betrieb und zur Instandhaltung, die Bewertung der eingesetzten Werkstoffe auf Wasserstofftauglichkeit sowie bruchmechanische Betrachtungen des Gehäuses, beispielsweise mithilfe von Finite-Elemente-Methoden (FEM) [24]. Darüber hinaus werden Dichtheits- und Funktionsprüfungen durchgeführt. Ergänzend fließt die fachliche Einschätzung des zuständigen Netzmeisters in die Gesamtbewertung ein.

Ein zentrales Element der Bewertung ist der Abgleich der eingesetzten Werkstoffe mit den in DVGW-Forschungsprojekten getesteten Materialien [25]. Grundlage hierfür sind die zugehörigen Abnahmeprüfzeugnisse. Liegt ein solches nicht vor, ist der Austausch der jeweiligen Armatur erforderlich. Die bruchmechanische Bewertung kann dabei in vereinfachter Form auf Basis des Konzepts aus DVGW G 464 [26] erfolgen, sofern ausreichende Rohrleitungsdaten vorliegen. Die abschließende Zustandsprüfung erfolgt unmittelbar vor der Umstellung auf Wasserstoffbetrieb.

Insgesamt zeigen die bisherigen Bewertungen, dass ein Großteil der vorhandenen Infrastruktur – sowohl bei den Leitungen als auch bei den Armaturen – grundsätzlich für den Wasserstoffbetrieb geeignet ist. Dennoch bedarf es eines stringenten, technisch fundierten Bewertungsprozesses, um sicherzustellen, dass die zukünftige Wasserstoffinfrastruktur höchsten Anforderungen an Sicherheit, Zuverlässigkeit und Nachhaltigkeit genügt. Der Betrieb steht dabei vor der Herausforderung, die 500 km umzustellenden Leitungen von Erdgas auf Wasserstoff effizient zu ertüchtigen und gleichzeitig regulatorische, technische und betriebswirtschaftliche Anforderungen in Einklang zu bringen.

3.2. EU-Methanverordnung

Die EU-Methanemissionsverordnung (2024/1787) etabliert einen verbindlichen Rahmen zur Reduktion von Methanemissionen entlang der gesamten gaswirtschaftlichen Wertschöpfungskette. Aktuelle Studien zeigen, dass die Umsetzung insbesondere bei Monitoring-Systemen und der Harmonisierung technischer Standards besondere Herausforderungen birgt [27].

Monitoring, Reporting und Verification (MRV)

Die Verordnung verpflichtet Betreiber zur quantitativen Erfassung aller Methanemissionen mittels direkter Messungen und modellbasierter Hochrechnungen. Im August 2025 müssen erstmals standortbezogene Emissionsberichte vorgelegt werden, die gemäß OGMP-2.0-Standard quellspezifische Emissionsfaktoren integrieren. Eine kombinierte Erfassungsmethodik aus direkten Messungen und modellbasierten Hochrechnungen wird verlangt. Neuere Publikationen kritisierten hier die unklaren Vorgaben zu Mindestnachweisgrenzen, die erst im Durchführungsrechtsakt Q4/2025 präzisiert werden [28].

Gasemissionen aus Rohrleitungen und Anlagen lassen sich in diffuse, betriebsbedingte, emissionsbedingte durch unvollständige Verbrennung sowie ungeplante Emissionen unterteilen [29].

Leak Detection and Repair (LDAR)

Art. 14 der EU-Methanemissionsverordnung schreibt materialabhängige Inspektionsintervalle für LDAR-Maßnahmen vor. Als Beispiel: PE-Leitungen sowie Leitungen aus geschütztem Stahl müssen alle 36 Monate inspiziert werden, Graugussleitungen alle sechs Monate [27]. Für die Reparaturpflicht gelten Schwellwerte, etwa ≥ 500 ppm oder ≥ 1 g/h Methanemission bei oberirdischen sowie ≥ 1.000 ppm oder ≥ 5 g/h bei unterirdischen Komponenten. Der Reparaturzeitplan sieht vor, dass Lecks möglichst innerhalb von fünf Tagen behoben werden. Verzögerungen über diesen Zeitraum hinaus sind zu begründen und zu dokumentieren. Dauert die Reparatur länger als 30 Tage, aber höchstens ein Jahr, muss dies spätestens zwölf Tage nach Feststellung des Lecks der zuständigen Behörde gemeldet und begründet werden. Überschreitungen von mehr als einem Jahr sind nur mit behördlicher Genehmigung und ausführlicher Begründung zulässig [27] [30]. Dieses Verfahren gewährleistet eine zeitnahe Be seitigung von Leckagen und minimiert Emissionen, bietet aber Flexibilität für begründete Ausnahmen.

Restriktionen für Ausblasen und Abfackeln

Das routinemäßige Ausblasen von Methan ist gemäß Art. 15 nur noch in Notfallsituationen zulässig. Das Verbot macht technologische Anpassungen erforderlich. So reduzieren mobile Rückverdichter die Emissionen pro Instandhaltungsvorgang um 92 bis 98 Prozent [31]. Außerdem sollen veraltete Systeme bis Februar 2026 durch Hochtemperaturfackeln mit einem Zerstörungsgrad von über 99 Prozent ersetzt werden [32] [33].

Ausblick

Die Umsetzung der Verordnung bleibt bis zur Verabschiedung des Durchführungsrechtsakts im vierten Quartal 2025 mit Unsicherheiten verbunden. Dies betrifft insbesondere die noch offenen Vorgaben zu den Mindestnachweisgrenzen für Messgeräte, die fehlende Harmonisierung der Äquivalenzkriterien für MRV-Systeme in Drittstaaten ab 2027 sowie die notwendige Standardisierung von Schnittstellen zwischen IoT-Sensoren und GIS-Plattformen [34] [35].

Aktuelle Forschungsprojekte zeigen, dass die Integration von Wasserstofftauglichkeit in LDAR-Systeme und der Ausbau digitaler Zwillinge entscheidend sein werden, um die Wettbewerbsfähigkeit der deutschen Gasinfrastruktur langfristig zu sichern. Die EU-weiten Emissionsberichte ab August 2025 werden hierfür kritische Benchmark-Daten liefern, die eine evidenzbasierte Weiterentwicklung der Regularien ermöglichen. [36] [37]

3.3. Bedeutung der Aus- und Weiterbildung von Fachkräften

Um den Einsatz von Wasserstoff zu ermöglichen, dort, wo er dringend benötigt wird, ist ein schneller und gezielter Ausbau der notwendigen Infrastruktur erforderlich. Die Schritte zur H₂-Betriebsbereitschaft – von Erdgas zu Wasserstoff – stellen nicht nur eine technische, sondern vor allem auch eine personelle Herausforderung dar. Ein zukunftsfähiger Wirtschaftsstandort Deutschland braucht nicht nur Investitionen in Leitungen, Speicher und Anlagen – sondern vor allem in Menschen.

Der tatsächliche Fachkräftebedarf in der Wasserstoffbranche ist aufgrund des Anfangsstadiums des (geplanten) Aufbaus schwer exakt zu beziffern. Klar ist jedoch: Bereits heute besteht ein erheblicher Mangel an qualifiziertem Personal. Die Studie *Fachkräftebedarf und Fachkräftegewinnung in der Transformation* der Deutschen Industrie- und Handelskammer (DIHK) aus dem Jahr 2024 zeigt, dass bis 2030 rund eine halbe Million zusätzliche Fachkräfte in den Bereichen Solar, Wind und Wasserstoff benötigt werden, um die Klimaziele bis 2045 zu erreichen [38]. Im Bereich Wasserstoff wird über die gesamte Wertschöpfungskette bereits bis 2030 von 50.000 Personen und in den Folgejahren mit über 80.000 zusätzlichen Personen im Jahr 2045 gerechnet [39].

Um durch verschärzte Personalengpässe die Wasserstoffwirtschaft/Energiewirtschaft/Energiewende in Deutschland nicht auszubremsen, spielt die berufliche (Aus- und Weiter-)Bildung eine entscheidende Rolle. Abbildung 3 zeigt das heutige Anforderungsniveau von relevanten Berufen u. a. in der Wasserstoffwirtschaft auf. Es entfallen rund 60 % der sozialversicherungspflichtig Beschäftigten in den relevanten Berufen auf das Anforderungsniveau Fachkraft (u. a. mit Berufsausbildung) oder Spezialist*in (u. a. mit Fortbildungs- oder Bachelorabschluss). Weitere rund 30 % sind auf dem Niveau von Expert*innen (u. a. mit Diplom- oder Masterabschluss) tätig [38]. Die duale Ausbildung, angewandte Hochschulbildung (wie TU Dresden/DIU Dresden), Zertifizierungen, aber auch gezielte Weiterbildungsangebote für Umsteiger*innen aus klassischen Berufen der Gaswirtschaft und verwandten Branchen sind daher essenziell.

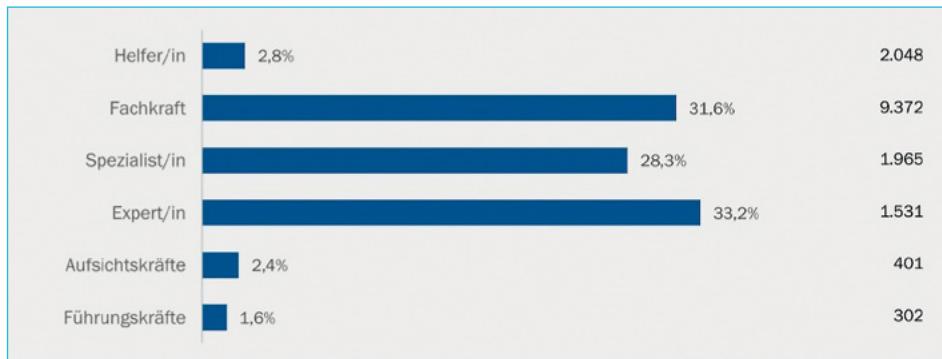


Abb. 3: Anforderungsniveaus relevanter Berufe in den Wertschöpfungsketten Solar, Wind und Wasserstoff. Anteil des jeweiligen Anforderungsniveaus (KldB 5-Steller) in Prozent bzw. SV-Beschäftigte in den Berufen in Tsd. [38] S. 12

Die Transformation der Gasinfrastruktur gelingt nur mit einem systematischen Kompetenzaufbau und branchenübergreifender Fachkräftesicherung. Bildung ist der Schlüssel, um die technologische Innovation mit wirtschaftlicher Wettbewerbsfähigkeit und Erreichung der Klimaziele im Jahr 2045 zu vereinen. Unser Ziel muss es sein, heute in Aus- und Weiterbildung zu investieren, um die Energieversorgung von morgen zu sichern.

4. Zusammenfassung

Erdgas und die zugehörige Infrastruktur sind seit Jahrzehnten ein zentraler Bestandteil der Energieversorgung in Deutschland. Für das Gelingen der Energiewende bleiben molekulare Energieträger auch in Zukunft von entscheidender Bedeutung. Vor diesem Hintergrund plant ONTRAS den Aufbau von 600 Kilometern Wasserstoffleitungen, größtenteils durch die Umstellung bestehender Infrastruktur. Das rund 7.700 Kilometer lange ONTRAS-Erdgasnetz bildet dabei die Grundlage. Das geplante ONTRAS H₂-Startnetz wird Importpunkte, Speicher, industrielle Großverbraucher und Verteilnetze verbinden und insbesondere in Ost- und Mitteldeutschland eine verlässliche Wasserstoffversorgung ermöglichen. Mit dem bestehenden Leitungsnetz, der aktiven Weiterentwicklung des Marktgebiets und dem gezielten Ausbau der Wasserstoffinfrastruktur leistet ONTRAS einen wichtigen Beitrag zur Transformation des Energiesystems. Die Umstellung auf Wasserstoff stellt jedoch spezifische technische Anforderungen, etwa in den Bereichen Integritätsbewertung, Bruchmechanik und Armaturenprüfung. ONTRAS setzt hierfür auf zertifizierte Prüfmethoden und eigene Analysewerkzeuge, um die Eignung von Leitungen und Komponenten für den Wasserstofftransport zu gewährleisten. Erste Ergebnisse bestätigen grundsätzlich die Eignung des Bestandsnetzes, machen aber einen systematischen Bewertungsprozess weiterhin erforderlich.

Neben den technischen Herausforderungen stellt auch die neue EU-Methanverordnung die Branche vor konkrete Anforderungen, darunter umfassendes Monitoring, Reporting und Maßnahmen zur Emissionsreduktion. Ergänzend dazu gewinnen der Kompetenzaufbau sowie die Fachkräftegewinnung und -sicherung angesichts des demografischen Wandels an Bedeutung.

Die Transformation der Gasinfrastruktur bleibt somit ein vielschichtiger Prozess, der technische, regulatorische und personelle Fragen gleichermaßen umfasst.

5. Quellen

- [1] AG Energiebilanzen e.V.: *Energieverbrauch in Deutschland 2023*. URL: https://ag-energiebilanzen.de/wp-content/uploads/2024/05/AGEB_Jahresbericht2023_20240529_dt.pdf. (Stand: 16.06.2025).
- [2] BDEW Bundesverband der deutschen Energie- und Wasserwirtschaft e.V.: *Energieflussbild der Bundesrepublik Deutschland 2023 in TWh*. URL: https://www.bdew.de/media/documents/1_Energieflussbild_Deutschland_2023_TWh_detailliert.svg. (Stand: 16.06.2025).
- [3] AG Energiebilanzen e.V.: *Bruttostromerzeugung in Deutschland nach Energieträgern*. URL: <https://ag-energiebilanzen.de/wp-content/uploads/2025/02/STRERZ-Abgabe-2025-06.pdf>. (Stand: 16.06.2025).
- [4] Bundesministerium für Umwelt, Klimaschutz, Naturschutz und nukleare Sicherheit: *Kraftwerke: konventionelle und erneuerbare Energieträger*. URL: <https://www.umweltbundesamt.de/daten/energie/kraftwerke-konventionelle-erneuerbare#kraftwerke-auf-basis-konventioneller-energieträger>. (Stand: 16.06.2025).
- [5] BDEW Bundesverband der deutschen Energie- und Wasserwirtschaft e.V.: *Wie heizt Deutschland 2023? BDEW-Studie zum Heizungsmarkt*. URL: <https://www.bdew.de/media/documents/231221-BDEW-WHD2023.pdf>. (Stand: 16.06.2025).
- [6] Bundesministerium für Umwelt, Klimaschutz, Naturschutz und nukleare Sicherheit: *Kurzeinschätzung von Ammoniak als Energieträger und Transportmedium für Wasserstoff. Stärken, Schwächen, Chancen und Risiken*. URL: https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/479/dokumente/uba_kurzeinschaetzung_von_ammoniak_als_energietraeger_und_transportmedium_fuer_wasserstoff.pdf. (Stand: 16.06.2025).
- [7] Zukunft – Umwelt – Gesellschaft (ZUG) gGmbH. Kompetenzzentrum Klimaschutz in energieintensiven Industrien (KEI): *Stahlindustrie an den größten Anteil an den Industrieemissionen*. URL: <https://www.klimaschutz-industrie.de/themen/branchen/stahlindustrie/#:~:text=Die%20deutsche%20Stahlindustrie%20produzierte%20im,durch%20die%20Verbrennung%20von%20Kohle>. (Stand: 16.06.2025).
- [8] Fraunhofer-Institut für Keramische Technologien und Systeme IKTS: *CO₂-reduzierte Stahlproduktion durch elektrolysegestützte Direktreduktion*. URL: https://www.ikts.fraunhofer.de/content/dam/ikts/downloads/jahresberichte/jb2018/32_CO2-reduzierte_Stahlproduktion_durch_elektrolysegest%C3%BCtzte_Direktreduktion.pdf. (Stand: 16.06.2025).
- [9] Statista GmbH: *Ranking der 20 Länder mit dem größten Bruttoinlandsprodukt (BIP) im Jahr 2024*. URL: <https://de.statista.com/statistik/daten/studie/157841/umfrage/ranking-der-20-laender-mit-dem-groessten-bruttoinlandsprodukt/#:~:text=Deutschland%20erzielt%20mit%20rund%204,weiterhin%20die%20drittgr%C3%BC%20Fte%20Volkswirtschaft%20weltweit>. (Stand: 16.06.2025).

- [10] AG Energiebilanzen e.V.: *Energieverbrauch in Deutschland. Daten für das 1. bis 4. Quartal 2024*. URL: https://ag-energiebilanzen.de/wp-content/uploads/2025/01/quartalsbericht_q4_2024_aktualisiert.pdf. (Stand: 16.06.2025).
- [11] Trading Hub Europe GmbH: *Portrait & Gesellschafter*. URL: <https://www.tradinghub.eu/de-de/Unternehmen/Portrait-Gesellschafter>. (Stand: 16.06.2025).
- [12] Becker Büttner Held Rechtsanwälte Steuerberater Unternehmensberater PartGmbB: *Einheitliches Entgelt für Gastransporte – des einen Freud, des anderen Leid*. URL: <https://www.bbh-blog.de/alle-themen/einheitliches-entgelt-fuer-gastransporte-des-einen-freud-des-anderen-leid/>. (Stand: 16.06.2025).
- [13] Vereinigung der Fernleitungsnetzbetreiber Gas e.V.: *Fernleitungsnetz*. URL: <https://fnbgas.de/deutschland-sicher-mit-erdgas-versorgen/fernleitungsnetz/>. (Stand: 16.06.2025).
- [14] Europäische Union: *Energiebinnenmarkt*. URL: <https://www.europarl.europa.eu/factsheets/de/sheet/45/energiebinnenmarkt>. (Stand: 16.06.2025).
- [15] ONTRAS Gastransport GmbH: *Unsere Unternehmensgruppe*. URL: <https://www.ontras.com/de/ueber-ontras/unternehmensgruppe>. (Stand: 16.06.2025).
- [16] DVGW: *Bruchmechanik von H₂-Leitungen (BAG464)*. URL: <https://www.dvgw.de/medien/dvgw/forschung/berichte/g202333-bruchmechanik-von-h2-leitungen-bag464-kurzfassung.pdf> (Stand: 09.07.2025).
- [17] DVGW: *Dekarbonisierung des Erdgassystems – Wasserstoff als Energieträger*. URL: <https://www.dvgw.de/medien/dvgw/leistungen/publikationen/dvgw-2025-dekarbonisierung-erdgassystem-wasserstoff.pdf> (Stand: 09.07.2025).
- [18] DVGW: *SyWeSt H₂ – Stichprobenhafte Überprüfung von Stahlwerkstoffen für Gasleitungen und Anlagen zur Bewertung auf Wasserstofttauglichkeit*. URL: <https://www.dvgw.de/medien/dvgw/forschung/berichte/g202006-sywesth2-staehele.pdf> (Stand: 09.07.2025).
- [19] ASME: *B31.12-2023 – Hydrogen Piping and Pipelines*. URL: <https://webstore.ansi.org/standards/asme/ASMEB31122023> (Stand: 09.07.2025).
- [20] DVGW: *H₂-Toleranz von Schweißnähten an Armaturen*. URL: <https://www.dvgw.de/themen-forschung-und-innovation/forschungsprojekte/dvgw-forschungsprojekt-h2-toleranz-von-schweissnaeheten-an-armaturen> (Stand: 09.07.2025).
- [21] DVGW: *G 405 – Maßnahmen zur Reduzierung von Methanemissionen*. URL: <https://www.dinmedia.de/en/technical-rule/dvgw-g-405/383254875> (Stand: 09.07.2025).
- [22] DVGW: *Forschungsbericht G 202108 / G 202311 – Wasserstofttauglichkeit von Gasinfrastrukturkomponenten*. URL: <https://shop.wvgw.de/Forschungsbericht-G-202108-G-202311-03-2024/512612> (Stand: 09.07.2025).
- [23] Haderer, Christoph: *Extension and Parameter Studies of a 1-D Stochastic Finite Element Code with Random Fields*. Engineering Risk Analysis Group. TU München, 2017.
- [24] DVGW: *Bruchmechanik von H₂-Leitungen (BAG464) – Forschungsbericht*. URL: <https://www.dvgw.de/medien/dvgw/forschung/berichte/g202333-bruchmechanik-von-h2-leitungen-bag464-kurzfassung.pdf> (Stand: 09.07.2025).
- [25] DVGW: *Dekarbonisierung des Erdgassystems – Wasserstoff*. URL: <https://www.dvgw.de/medien/dvgw/leistungen/publikationen/dvgw-2025-dekarbonisierung-erdgassystem-wasserstoff.pdf> (Stand: 09.07.2025).
- [26] DVGW: *Bruchmechanik von H₂-Leitungen (BAG464) – Kurzfassung*. URL: <https://www.dvgw.de/medien/dvgw/forschung/berichte/g202333-bruchmechanik-von-h2-leitungen-bag464-kurzfassung.pdf> (Stand: 09.07.2025).

- [27] Europäische Union: *VERORDNUNG (EU) 2024/1787 DES EUROPÄISCHEN PARLAMENTS UND DES RATES*. 13. Juni 2024. URL: https://eur-lex.europa.eu/legal-content/DE/TXT/PDF/?uri=OJ%3AL_202401787. (Stand: 16.06.2025).
- [28] D. A. Merbecks: *Bericht zum Stand Regelwerke im DVGW Gasthemen*. 03/2024. URL: https://www.dvgw.de/medien/dvgw/regional/bw/pdf/Bezirksgruppen_Winterprogramm/20240320-21-Stand-Regelwerke-EU-VO-ME_Merbecks.pdf. (Stand: 15.06.2025).
- [29] DVGW: *Merkblatt G 404 – Maßnahmen zur technischen Reduzierung von Methan- und Wasserstoffemissionen in der Gasinfrastruktur*. 06/2023. URL: <https://www.dvgw-regelwerk.de/plus/#technische-regel/dvgw-merkblatt-g-404/1fc3fe>. (Stand: 15.06.2025).
- [30] DVGW: *Merkblatt G 424 – Leitfaden zur Verringerung der Methanemissionen durch den Gastransport- und Gasverteilnetzbetrieb in Anlehnung an die Verordnung (EU) 2024/1787*. URL: <https://www.dvgw-regelwerk.de/plus/#technische-regel/dvgw-g-424/5f27d3> (Stand: 15.06.2025).
- [31] Heap, E.; Borschinsky, R.: MoBiDic: *Maßgeschneidert Erdgas umpsinnen statt ausblasen – schont die Umwelt und vermeidet Gasverluste*. Neumann & Esser, 2023. URL: <https://www.neuman-esser.com/aktuelles-medien/magazin/mobidic-massgeschneidert-erdgas-umpsinnen-statt-ausblasen-schont-die-umwelt-und-vermeidet-gasverluste/> (Stand: 16.07.2025).
- [32] FNB Gas: *Methanemissionen*. 2025. URL: <https://fnb-gas.de/energiezukunft/methanemissionen/> (Stand: 15.06.2025).
- [33] Noerr: *Neue EU-Verordnung soll Methanausstoß des Energiesektors reduzieren*. 08/2024. URL: <https://www.noerr.com/de/insights/neue-eu-verordnung-soll-methanausstoß-des-energiesektors-reduzieren> (Stand: 15.06.2025).
- [34] SEWERIN: *EU-Methanemissionsverordnung – Praxistipps für die ersten Schritte der Umsetzung*. 08.09.2024. URL: https://www.sewerin.com/fileadmin/redakteure/PDFs/Fachartikel_EU-Methanemissionsverordnung.pdf (Stand: 16.07.2025).
- [35] MARCOGAZ: *Response to the questionnaire on LDAR minimum detection limits and first step underground leak thresholds in the EU Methane Regulation*. Mai 2025. URL: <https://www.marcogaz.org/wp-content/uploads/2025/05/20250508-MARCOGAZ-Response-on-EC-LDAR-Questionnaire.pdf> (Stand: 15.06.2025).
- [36] Fraunhofer ISE: *Metastudie Wasserstoff – Auswertung von Energiesystemstudien*. 04.06.2021. URL: <https://www.ise.fraunhofer.de/de/veroeffentlichungen/studien/metastudie-wasserstoff.html> (Stand: 17.07.2025).
- [37] Fraunhofer IWU: *HZwo-DigiTwin – Skalierbarer Digitaler Zwilling zur flexiblen Betriebsführung von PEM-Brennstoffzellen und Elektrolyseuren*. 2025. URL: <https://www.xeidana.de/de/forschung/hzwo-digitwin.html> (Stand: 16.07.2025).
- [38] DIHK/Prognos: *Defossilisierung und Klimaneutralität – Fachkräftebedarf und Fachkräftegewinnung in der Transformation*. 2024.
- [39] Schur, A. C.; Mönnig, A.; Ronsiek, L.; Schneemann, C.; Philipp, J.; Zenk, J.: *Arbeitskräftebedarf und Arbeitskräfteangebot entlang der Wertschöpfungskette „Wasserstoff“*. Bundesinstitut für Berufsbildung, Bonn, 2023.

KRAFTWERK SCHKOPAU → saale-energie.de

Mit 900 Megawatt Nettoleistung ist das Kraftwerk Schkopau ein wichtiger Baustein der mitteldeutschen Energieversorgung. Es liefert nicht nur Strom für die öffentliche Versorgung, sondern auch Energie für ein benachbartes Chemiewerk sowie für die Deutsche Bahn.

Besuchen Sie uns!

Saale Energie GmbH
An der Bober 100
06258 Schkopau



Green Hydrogen vs. Green Methane: Production and Transport

Konrad Vogeler

1.	Introduction.....	18
2.	Gas Properties.....	19
3.	Compression.....	21
4.	Production	24
4.1.	Production of Hydrogen	24
4.2.	Production of Methane/HELMETH Process.....	25
5.	Liquefaction, Transport by Ship and Regasification.....	27
5.1.	Hydrogen.....	27
5.2.	Methane	28
6.	Transport by Pipeline	30
7.	From Well to Plug.....	32
8.	Conclusion	33
8.1.	Hydrogen – Economy.....	33
8.2.	Methane – Economy	34
9.	References	35

The presented work is the result of a rigorous analysis and comparison of the energy costs for producing and transporting green hydrogen (H_2) and green methane (CH_4). It is assumed that Europe has to import green energy from overseas and for the purpose of this article that the only choice is between H_2 and CH_4 . The aim of this study is to compare the thermodynamic costs of pro-

ducing and transporting power (= energy/time). Cost is defined as the energy required for producing and distributing the substitute fuels using green electricity. The ultimate objective is to present realistic numbers for the energy needed in order to realize each step and hence for the complete supply chain from green electricity somewhere in the world to gaseous H₂/CH₄ in Europe.

The main results are related to an equal energy flow of H₂ and CH₄ by normalizing the mass flow and its energy content.

In terms of production, green H₂ offers a 12 % advantage over green CH₄. For the complete supply chain from overseas via ship to Central Europe, this reduces to 3,5 %.

For the same energy flow with H₂, a completely new infrastructure, liquefiers, 2,5 times the ship volume, LH₂ terminals, pipelines and compressor stations must be developed and built.

The slightly higher energy input is likely to change considerably in favour of CH₄ if production from biomass would make a significant contribution in the future.

Besides these large advantages, CH₄ as the energy carrier for the future would allow for a gradual transition from fossil natural gas (NG) to green CH₄. This would make the energy transformation much cheaper and more acceptable.

In terms of the overall picture with respect to production, transport, storage and interaction with existing infrastructure, H₂ is the most expensive, complex and time-consuming solution compared to CH₄ as the main energy carrier.

1. Introduction

This paper is a short extract from a study conducted during 2024 [1].

It is generally accepted that human-released CO₂ from fossil fuels has a major impact as a greenhouse gas. In this function, it alters the natural balance between input and outwardly radiated energy from the sun. As a result, the average temperature of the atmosphere is already rising to alarming levels. As a result, practically all developed countries have taken measures to reduce and in the long-term scale eliminate the usage of fossil fuels.

One of the solutions under discussion is power-to-fuel, producing gaseous or liquid fuels from chemicals with green electric energy which must be supplied to the process. In this paper only the differences between H₂ and CH₄ are treated in order to concentrate on the widely discussed objective to substitute NG by H₂. Other fuels are not considered.

Investments in terms of \$ and € into industrial equipment is not addressed here. Investment costs and other parameters are not predictable without an in-depth economic study of the necessary infrastructure. At the same time, they can be easily manipulated by arbitrary taxes and subsidies. At this level, these numbers would be the wrong metrics for any conclusion.

2. Gas Properties

The gases under investigation are H_2 and CH_4 . For comparison the data for air is added as many engineers are familiar with it.

H_2 and CH_4 show a totally different behaviour for their material properties.

The specific heat capacity cp is a function of temperature T for this study. Rigorously there would be also a dependency on pressure p if real gas behaviour is taken into account.

Figure 1 shows the function of $cp(T)$ for pressure $p = 1$ bar.

The coefficients to calculate the properties for $288 \text{ K} < T < 2300 \text{ K}$ were taken from [1] [2] [3] [4] [5]. For $20 \text{ K} (H_2)$ and $100 \text{ K} (CH_4) < T < 350 \text{ K}$ the cp values were calculated with the scientific tool *Coolprop* [6].

Table 1 shows further material properties which are kept constant for the entire study.

For the whole study, the assumption was made that the gases can be treated as an ideal gas.

This is especially for higher pressures and lower temperature not necessarily true. In this work, the range of $p = 1$ to 400 bars and $T = 20$ to 1500 K is covered.

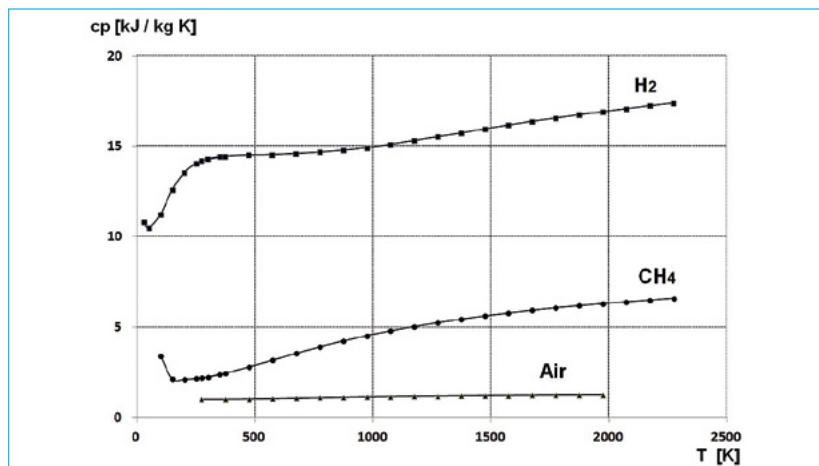


Fig. 1: Specific Heat Capacity cp

The wide variation of the gas constant R and the heat capacity cp (table 1) has interesting consequences for the characteristic behaviour of the gases during the processes.

Assuming the behaviour of ideal gas, Eq. 1 is valid.

$$p * v = R * T \quad \text{Eq. 1}$$

Tab. 1: Specific Constants

		Air	H ₂	CH ₄
	R J/kg K	287,05	4124,2	518,4
	LHV MJ/kg	0	120	50
	HHV MJ/kg	0	141	55
dynamic viscosity	Ns/m²	1,820E-05	9,900E-06	1,270E-05
molar mass	M kg/kmol	28,95	2,016	16,04

Hence at the same pressure p and the same temperature T the ratio of specific volumes v for H₂ and CH₄ in gaseous phase behaves like the ratio of their gas constants.

$$v_{H_2} / v_{CH_4} = R_{H_2} / R_{CH_4} = 4142,2 / 518,4 = 8 \quad \text{Eq. 2}$$

For the same conditions p and T the specific volume of H₂ is 8 times that of CH₄. Considering real gas effects for 400 bar and 288 K, using *CoolProp* [6] results in a volume ratio of $v_{H_2} / v_{CH_4} = 9,6$. The assumption of an ideal gas is scientifically not correct but conservative for the purpose and the conclusions of this article.

On the other side the lower heating values LHV are also vastly different.

$$LHV_{H_2} / LHV_{CH_4} = 120 / 50 = 2,4 \quad \text{Eq. 3}$$

That means if we want to transport or store the same energy content with H₂ and CH₄ as gases at the same temperature and pressure, we need only (1/2,4) times the mass of H₂ which translates into a necessary volume ratio of

$$v_{H_2} / v_{CH_4} = 8 / 2,4 = 3,33 \quad \text{Eq. 4}$$

For the same energy content, we need 3,3 times the volume or volume flow of gaseous H₂ compared to CH₄ if pressure and temperature are identical.

If these gases are transported as liquids, the volume ratio is [7] [8]

$$v_{H_2} / v_{CH_4} = 422,6 / 70,9 = 6$$

Eq. 5

That means if we want to transport or store *the same energy content* as liquids we need (1/2,4) times the mass of H_2 which translates into a volume ration of

$$v_{H_2} / v_{CH_4} = 6 / 2,4 = 2,5$$

Eq. 6

For the same energy content, we need 2,5 times the volume for liquefied H_2 compared to CH_4 .

3. Compression

In order to transport or store the gases, they must be compressed. The ratio of the total temperatures T_t and pressures p_t follows Eq.7 from entry 2 to discharge 3.

$$\frac{T_{t3}}{T_{t2}} = \left(\frac{p_{t3}}{p_{t2}} \right)^{\frac{R}{c_p} - \frac{1}{\eta_c}}$$
Eq. 7

The polytropic compressor efficiency η_c is taken as 0,85 for CH_4 and 0,8 for H_2 .

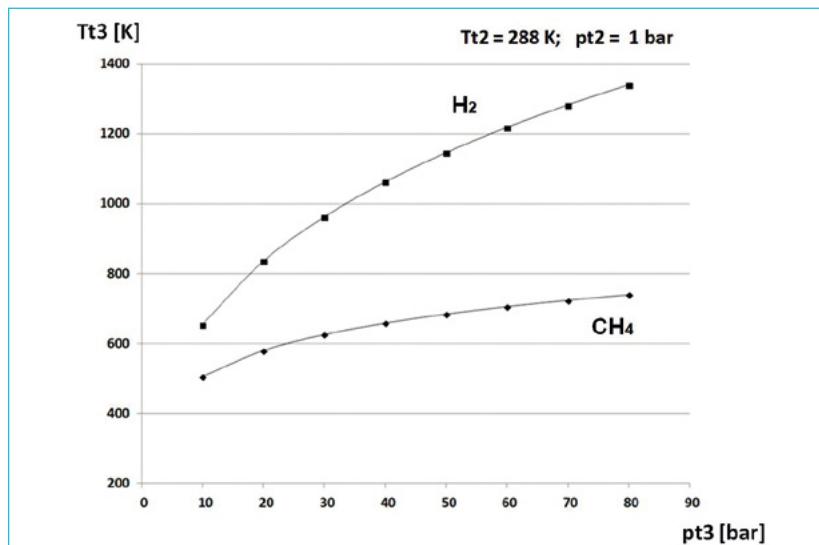


Fig. 2: Temperature increase with pressure

Figure 2 shows the temperature rise over pressure ratio.

Typical pressure in major pipelines is 70–100 bars. It is obvious from figure 2 that temperatures of 750 K for CH_4 and 1350 K for H_2 are not acceptable.

The necessary power for the compression can be calculated with Eq. 8. mp is the gas flow and ΔH stands for the change in total enthalpy due to the compression which is equal to the necessary power P provided by the shaft.

The result is shown in figure 3. As of today, NG is the standard energy carrier. Hence CH_4 is the benchmark for this study. For 1 kg/s mass flow, the necessary power for the compression of H_2 is dramatically larger than for CH_4 .

$$\Delta H = mp * cp * (T_{t3} - T_{t2}) \quad \text{Eq. 8}$$

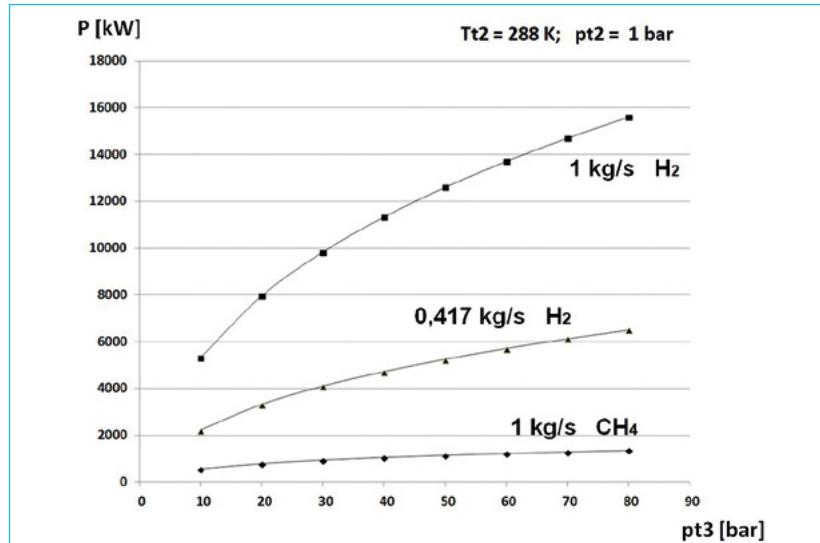


Fig. 3: Power for Compression

However, in the case of equal energy flow compared to 1 kg/s CH_4 , we need only to compress $50/120 = 0,417$ kg/s H_2 . That reduces the required power and is shown with the third curve in figure 3. The temperature rise stays the same as in figure 2.

The high temperatures according to figure 2 can be reduced by so called *intercooling*. After a first compression step, the gas is routed into a heat exchanger and cooled back. Then the next compression step yields the desired final pressure ratio.

As an example, $T_{t_ic} = 288$ K is assumed repeatedly in figure 4.

The advantage is not only lower temperatures but also lower necessary compression power. The heat is taken out which will be considered here waste heat and therefore loss if there is no matching process which can utilize this heat.

Comparing figures 3 and 4 it is obvious that intercooling saves a lot of compression power. Larger pressure ratios like 60 or 80 will in reality eventually pick 2 intercooling stations with 3 compression steps.

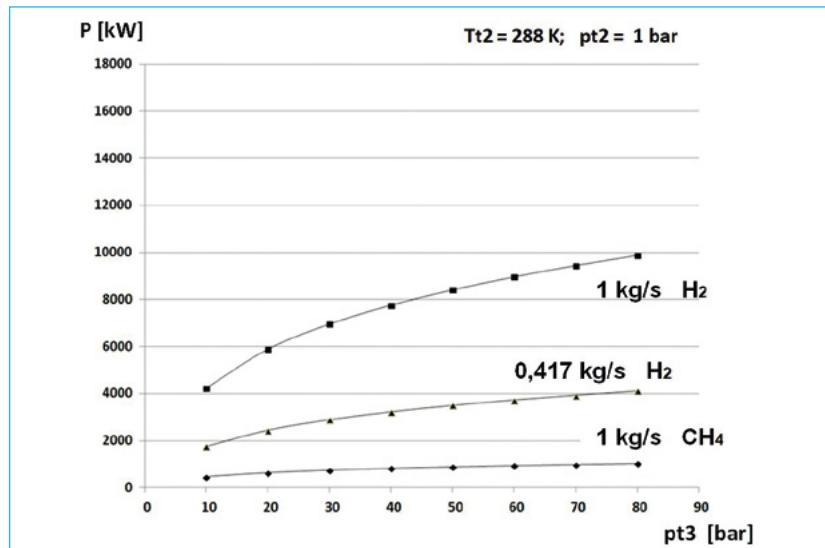


Fig. 4: Compression with 1 x Inter Cooling at $pt_{ic} = \sqrt{pt_3/pt_2}$ and $Tt_{ic} = 288 \text{ K}$

The exit temperatures T_{t3} are accordingly much lower than compared to figure 2.

The following paragraphs refer to equal energy flow of H₂ compared to CH₄.

That means for each 1 kg/s of CH₄ only $50/120 = 0,417 \text{ kg/s}$ of H₂ are considered.

From Eq. 2 to Eq. 6 it becomes apparent that for equal energy flow at the same pressure, temperature and flow velocity, the ratio of volume flows is v_{H_2} / v_{CH_4} and hence the ratio of flow cross sections A_{H_2} / A_{CH_4} has to be 2,5 (Eq. 6).

If the gas e. g. is flowing through pipes the diameter ratio of these would be

$$D_{H_2}/D_{CH_4} = \sqrt{2,5} = 1,6 \quad \text{Eq. 9}$$

That means all through flow geometries must be geometrically scaled up by a factor of 1,6 when dealing with the same energy flow which is an equivalent to power with identical thermodynamic conditions.

The compressor is a special topic. If H₂ becomes a standard energy carrier for storage and subsequently used as fuel, very large volume flows have to be moved and compressed. That practically dictates the compressor away from today's H₂ piston compressors to be substituted by turbo compressors. This is already the case for the existing CH₄ compressor stations in service.

The necessary equipment, compressors and heat exchangers, are geometrically larger, have a lower efficiency and are more complex and hence costly.

Most of the existing equipment for today's NG/CH₄ cannot be used.

Sealing of H₂ is a very special topic and needs a much more careful approach. This gas is able to diffuse over time through seemingly tight metallic walls and hence fittings, seals and valves will need much better technologies to keep equipment tight. Much more and more sensible sensors for leak detection have to be applied.

At the same time, hydrogen is known to diffuse into metals and form brittle phases, making the material much more susceptible to fast-growing cracks. A typical pipeline is made of carbon steel, which is known to become brittle through long-term contact in a 100 % hydrogen environment. Existing pipelines today are operated with a maximum volume fraction of 20 % hydrogen. This is only 2 % by mass and does not damage the steel walls.

The same problem occurs with materials used in compressors and valves.

4. Production

4.1. Production of Hydrogen

Depending on the process, 9–15 kg of demineralised water is required as feedstock and process water to produce 1 kg of H₂ [9] [10]. Here a requirement of 10 kg of water is assumed to be consumed.

In Dubai and Saudi Arabia there are desalination plants which produce per day up to 1,4 million m³ of fresh water from the sea. Typically, this involves an energy consumption of approx. 90 MJ/m³ [11]. That is 0,9 MJ energy for 10 kg of fresh water.

To produce 1 kg of H₂ via electrolysis approx. 191 MJ/kg of electric energy is needed today [12]. Hence the total energy requirement per 1 kg H₂ is

$$(191 + 0,9) \text{ MJ/kg} = 191,9 \text{ MJ/kg} \quad \text{Eq. 10}$$

The stored energy gained is given in table 1 by LHV_{H2} = 120 MJ/kg

Hence the energetic efficiency is

$$120 / 191,9 = 0,625 \quad \text{Eq. 11}$$

Theoretically with higher temperatures and pressures in the future this could rise up to 85 %. Existing electrolyzers work pressurized up to 30 bars [13].

For the purpose of this article, it is assumed that H₂ leaves the electrolyser after cooling with 288 K and 1 bar.

4.2. Production of Methane/HELMETH Process

The classical way to produce CH₄ is the Sabatier process. It is not discussed here because energy wise it is not competitive [1]. For comparison numbers are included in tables 2 and 3.

As part of the *European Union's Seventh Framework Programme for the Fuel Cells and Hydrogen Joint Technology Initiative* the Karlsruhe Institute of Technology (KIT) performed a research work with the Acronym HELMETH (Integrated High-Temperature Electrolysis and Methanation for Effective Power to Gas Conversion) which investigated the direct electrolysis of CH₄ from water and air with electricity as the energy source.

Among other publication, the key report for the developed technical methods and the project results can be found at [14].

An explanation in a nut shell reads like this:

Step 1: Using electric energy and pressurized steam to split that into O₂ and H₂ by a high-temperature electrolysis (> 800 C; 20–30 bar).

Step 2: At this point, CO₂ is added and a catalytic methanation is taking place. This reaction is a strong exothermal one and needs intensive cooling which is done with water which itself turns into steam and is fed to step 1. During the methanation, two products appear: CH₄ and water.

Step 3: The water is separated from CH₄ by condensation partially fed to step 2 into the ongoing process for cooling the methanation. The surplus is drained and taken out of the process.

Step 4: CH₄ is ready for transport.

The necessary input from outside is electric energy, heat, water and CO₂.

The result is heat, water, O₂ and CH₄.

The problem is the complexity of the control system for the water and heat integration. That was solved by the project.

The efficiency of the process, based on the Higher Heat Value (HHV) was calculated by

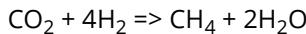
$$\eta_{PtG} = \frac{HHV_{CH4}}{P_{el\text{-process}}} \left[\frac{MJ/kg}{MJ/kg} \right] \quad \text{Eq. 12}$$

The achieved value is reported in [14] to be 0,75–0,80 for a standalone laboratory setup. For this analysis 0,77 is taken as given. It is stated that for large scale, mature plants it is expected that it can be improved up to a realistic maximum of 0,85.

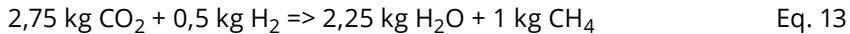
In this article, the energy available per kg fuel is taken for the value of LHV_{CH4}.

In [14] the contribution of the energy necessary to supply CO₂ is not taken into account. In order to be consistent this must be done.

The methanisation of H₂ essentially follows the balance



Recalculated from mol- to mass fractions one needs for 1 kg of CH₄



It would be very costly to transport the necessary 2,75 kg of CO₂ from wherever to the site of the remote CH₄ plant. The geographic site will be dictated by a local abundance of wind and sun. Typically, these are desert or mountain areas with no or very little potential for biogas.

Hence the supply for this local process is assumed to be CO₂ from the air. The according process is called Direct Air Capture (DAC) [15]. Depending on boundary conditions and technology, it takes between 5 and 8,2 MJ per 1 kg CO₂. For the following analysis we assume 6,8 MJ energy supply for 1 kg CO₂.

Hence the necessary 2,75 kg CO₂ require 18,7 MJ additional energy for the process.

From table 1 and Eq. 14 follows that based on the HHV

$$P_{\text{el-process}} = 55 \text{ MJ/kg} / 0,77 = 71,5 \text{ MJ/kg} \quad \text{Eq. 14}$$

is necessary for the experimental set up of HELMETH.

The correction for LHV and the production of CO₂ reads now

$$\eta_{\text{PtG}} = \frac{\text{LHV}_{\text{CH}_4}}{P_{\text{el-process}} + P_{\text{el-CO}_2}} \quad \text{Eq. 15}$$

Hence the energetic efficiency to store electric energy via the HELMETH process in CH₄ is

$$50 / (71,5 + 18,7) = 0,554 \quad \text{Eq. 16}$$

The energy necessary to produce 1 kg CH₄ via the HELMETH process is 90,2 MJ/kg.

If CO₂ could be sourced as a product from nearby, 18,7 MJ/kg could be taken out and result in an energy efficiency of 0,7.

This would make the HELMETH process clearly superior to H₂ electrolysis.

For the purpose of this article and consistency it is assumed that CH₄ leaves the process after cooling with 288 K and 1 bar.

5. Liquefaction, Transport by Ship and Regasification

For large distance cross ocean routes, only ships would be feasible means of transport.

Typically, gases have to be liquefied in order to minimize volume.

5.1. Hydrogen

Data for liquefaction of H_2 are taken from [16] [17] [18].

Triple point data $T_{tr} = 14\text{ K}$ (-259 C) $p_{tr} = 0,07\text{ bar}$

Critical point data $T_{cr} = 33\text{ K}$ (-240 C) $p_{cr} = 13\text{ bar}$

Density liquid phase $\rho = 68\text{ kg/m}^3$

In order to get liquid hydrogen (LH_2), the temperature must be between 14 K and 33 K and target pressure should be above 0,1 but below 13 bars in order to ensure the liquid phase. That reduces the acceptable temperature range to 14–33 K from close to the triple point into the liquid phase where the density is approx. constant.

For this work it is assumed that LH_2 is stored at $T_{H_2} = 23\text{ K}$. The pressure is increased to $p_{H_2} = 4\text{ bars}$. The compression from 1 to 4 bar takes 2,67 MJ/kg and is added to the energy consumption.

The liquefaction for large amounts of H_2 follows an efficient proposal from Claude [19] and needs several steps [20].

This process consumes related to $LHV = 120\text{ MJ/kg}$ approx. 30 % [21] which is equivalent to 36 MJ/kg.

For transport, LH_2 is stored on ship in well isolated tanks. However, heat from outside will conduct into the tank resulting in beginning vaporisation. The phenomenon is called boil off. This gas has to be extracted. It is assumed that this energy is not lost but can be utilized in the energy management of the ship.

Ship capacity goes with volume and energy density.

Eq. 6 tells that we need 2,5 times more transport volume for LH_2 compared to LCH_4 transport if the same energy content has to be transported.

The ships have to be designed and newly build. Ships used for LCH_4 at 113 K cannot be used for LH_2 at 23 K. Isolation, materials, piping and pumps are different.

For further pipeline transport, the liquid must be regassified and its pressure has to be increased from 4 to 80 bars which would be done with a special pump for cryogenic LH₂. The necessary energy can be calculated as 0,142 MJ/kg. The result is supercritical LH₂ at 80 bars and a slightly higher temperature with 36 K.

The necessary energy to regassify the LH₂ is assumed to be the enthalpy of vaporization [22] [23] $H_v = 410 \text{ kJ/kg}$. This energy has to be added to the system but can be taken from the environment or other industrial heat sources balance wise for free. Hence it is not counted here. At that stage H₂ is gaseous with 80 bar and 36 K.

In order to enter the pipeline with 288 K, 3,2 MJ/kg heat has to be added which again can be taken from the environment or other existing heat sources for free.

Adding up the energy necessary after the production of 1 kg H₂ we can conclude that

Compression to 4 bar	2,67	MJ/kg
Liquefaction	36,0	MJ/kg
Boil off losses for 10 days on sea	0,0	MJ/kg
Compression	0,14	MJ/kg
Regassification	0,0	MJ/kg
Additional heat	0,0	MJ/kg
Total	38,81	MJ/kg

The energy necessary to liquefy, transport and regassify H₂ and for conditioning the gas to enter the pipeline takes 38,8 MJ/kg. For equal energy flow this is 16,2 MJ/(0,417 kg).

5.2. Methane

Data for liquefaction of CH₄ are taken from [24] [25] [26].

Triple point data	T _{tr} = 91 K (-182 C)	p _{tr} = 0,1 bar
Critical point data	T _{cr} = 191 K (-82 C)	p _{cr} = 46 bar
Density liquid phase		$\rho = 420 \text{ kg/m}^3$

In order to get liquid methane (LCH₄) the temperature must be between 91 K and 191 K, which is a much wider temperature window compared to LH₂. Target pressure should be above 0,1 but below 46 bars in order to ensure the liquid

phase. That results in a more comfortable temperature range of 91–191 K from close to the triple point into the liquid phase where the density is approx. constant.

For this work it is assumed that the LCH_4 is stored at $T_{\text{CH}_4} = 113$ K, $p_{\text{CH}_4} = 2$ bars [25] and the density $r = 420 \text{ kg/m}^3$.

The liquefaction for large amounts of CH_4 follows the same process from Claude [19] and needs several steps [20].

This process consumes related to $\text{LHV} = 50 \text{ MJ/kg}$ approx. 20 % [27] which is equivalent to 10 MJ/kg.

For transport, the LCH_4 is stored in tanks. Like for LH_2 in chapter 5.1. the phenomenon of boil off exists but is not taken as a loss.

Ship capacity goes with volume and energy density. There is a large fleet of LCH_4 tankers already in operation. It is the benchmark for this work.

Then the pressure has to be increased from 2 to 80 bars which would be done with a special pump for cryogenic LCH_4 . The necessary energy is much lower and can be calculated as 0,024 MJ/kg. The result is supercritical LCH_4 at 80 bars and a slightly higher temperature with 120 K.

LCH_4 needs 0,51 MJ/kg to vaporize at these conditions [28]. This energy has to be added to the system but can be taken balance wise for free from the environment or an existing heat source.

At that stage, CH_4 is gaseous with 80 bar and 120 K. In order to enter the pipeline with 288 K, 0,36 MJ/kg heat has to be added which again can be taken from the environment or other existing heat sources for free.

Adding up the energy necessary after the production of CH_2 we can conclude that

Compression to 2 bar	0,13	MJ/kg
Liquefaction	10,0	MJ/kg
Boil off losses for 10 days on sea	0,25	MJ/kg
Compression	0,025	MJ/kg
Regasification	0,0	MJ/kg
Additional heat	0,0	MJ/kg
Total	10,405	MJ/kg

The energy necessary to liquefy, transport and regasify CH_4 and for conditioning the gas to enter the pipeline takes 10,4 MJ/kg.

6. Transport by Pipeline

Pressure losses in a pipeline can be assessed as flow in a tube. This is typically done with the friction coefficients taken from the well-known Moody diagram [29].

The static pressure drops for compressible isothermal flows ($T = \text{const}$) like in an underground gas pipeline is taken from [30] [31].

The developed algorithm shows quantitatively excellent agreement with an online pipeline analysis [32] for compressible and isothermal flow and it is qualitatively (approx. + 10 % mass flow) in agreement with a published data sheet for the Nord-Stream-2 pipeline through the Baltic Sea [33].

Typical NG pipelines for longer distances have a diameter D between 0,7 and 1,4 m and are operated with pressures from 70 to 100 bar.

To recover pressure losses, intermediate compressor stations are necessary which are placed and balanced such that roughly half the pressure is lost between pipeline entry and the next compressor station. Typically, this takes place every 200 km for NG.

For the sake of comparability for this work, it is assumed that the pipeline diameter is $D = 1$ m and that the conditions at the entry will always be $T_1 = 288$ K and $p_1 = 80$ bar.

With these conditions set and assuming that at the end of each case the pressure loss is 50 % of the entry pressure, the flow through pipelines with different lengths from 50 to 500 km can be calculated (figure 5).

For the next compressor stations, this means that their respective pressure ratio to recover the pressure loss would be 2.

Only straight pipe lines are considered here.

We define 2 cases:

A CH_4 $p_{t1} = 80$ bar, $D = 1$ m

B H_2 $p_{t1} = 80$ bar $D = 1$ m

For a defined pressure difference (here 50 % of inlet pressure) the flow will establish a balanced volume flow for each pipeline length.

In connection with the density, the mass flow in kg/s can be calculated. With the according LHV for CH_4 and H_2 this results in the energy flow MJ/s = MW for each case.

For a defined pressure difference (here 50 % of inlet pressure), the flow will establish a balanced volume flow for each pipeline length.

Figure 5 shows that for any given length of this pipeline, the capacity for H_2 is approx. 17 % lower than for CH_4 .

That can be mitigated by either increasing the entry pressure and hence the density by 17 % or the diameter from 1 m to $D = 1,07$ m while keeping the distance between compressor stations.

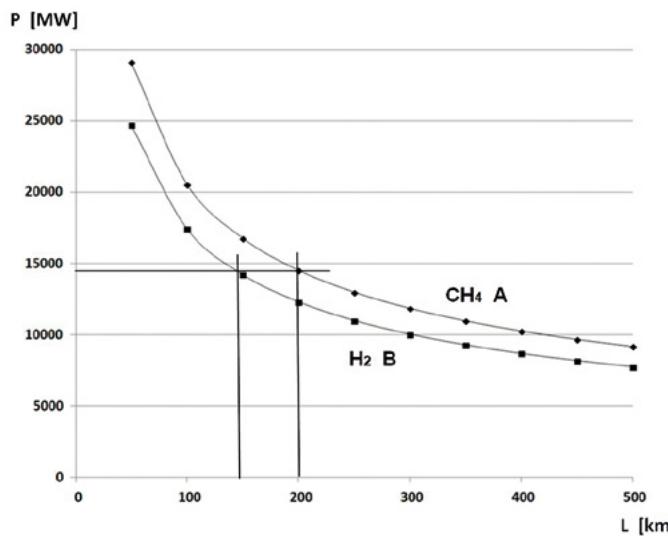


Fig. 5: Energy Flow Capacity for CH_4 and H_2 in identical pipelines

That leads to 2 more cases:

C H_2 $\text{pt1} = 94,8$ bar $D = 1$ m

D H_2 $\text{pt1} = 80$ bar $D = 1,07$ m

As expected, the results for **C** and **D** fall in line with the graph for case **A** in figure 5.

Case E

A third possibility to keep the energy flow in the CH_4 pipeline constant can also be taken from figure 5:

The H_2 pipeline with approx. 140 km lengths has the same energy flow as a 200 km CH_4 pipeline. That means to increase the number of compressor stations by a factor of $200/140 = 1,43$ would result in the same capacity but that would not fit into any existing installation.

For the same energy flow with H₂, an existing CH₄ pipeline will be either too weak (C) or too small (D). As an alternative, the number of intermediate compressor stations has to be increased by 43 % (E).

7. From Well to Plug

At this point, we have all necessary information to follow the complete supply chain for the two investigated fuel gases H₂ and CH₄.

The supply chain is built from several steps:

- production in overseas (the well),
- liquefaction, shipping, gasification, pipeline entry,
- transport via pipeline to Central Europe over 600 km to the end user (the plug).

As CH₄ (= app NG) is today's benchmark, the task is to transport the equivalent of 50 MJ from well to plug.

That is 1 kg of CH₄ or respectively 0,417 kg of H₂.

For all steps, the necessary energy is added up and it is compared for every step how the energy consumption develops.

Summing up all contributions along the supply chain results in table 2.

For the same energy transport, the supply chain for CH₄ with the HELMETH process as primary production process is approx. 3,5 % more energy intensive as the supply chain for H₂ with today's electrolyzers.

Tab. 2: Energy Consumption to Supply 50 MJ from Well to Plug by LH₂ / LCH₄

	0,417 kg H ₂	1 kg CH ₄	1 kg CH ₄
	MJ	Sabatier MJ	Helmeth MJ
production in overseas (well)	80,02	125,70	90,20
1st compression	1,11	0,13	0,13
liquefaction	15,01	10,00	10,00
boil off during 10 days at sea at the LG terminal	0,00	0,00	0,00
liquid compression to pipe line conditions from 4 / 2 - 80 bar	0,06	0,03	0,03
gasification at the LG terminal	0,00	0,00	0,00
preheat	0,00	0,00	0,00
600 km pipe line with 2 intermediate compressor stations and an exit pressure of 40 bars (plug)	0,98	0,26	0,26
Total energy Requirement	97,18	136,12	100,62

As an alternative to the production in overseas and shipping liquid gas via ship, the gas could also be produced e. g. in North Africa and then transported by pipeline.

That would save the energy expensive part of liquefaction and conditioning to transport via pipeline both gases.

The example taken is a pipeline with 160 bars at the entry point, then going for 500 km under water like NS2 and another 1600 km over land with every other 200 km an intermediate compressor station. The diameters are 1 m for CH₄ and 1,07 m for H₂ for equal energy transport. Table 3 shows the results.

The result does not change the relative picture. It was expected that pipeline transport is the most effective way to transport gaseous energy. But the 3,5 % disadvantage for CH₄ in table 2 is levelled out.

Tab. 3: Energy Consumption to Supply 50 MJ from Well to Plug by pipe line only

	0,417 kg H ₂ MJ	1 kg CH ₄ Sabatier MJ	1 kg CH ₄ Helmeth MJ
production in overseas (well)	80,02	125,7	90,2
compression to pipe line conditions from 1 - 160 bar	8,75	1,67	1,67
500 km pipe line at the sea bottom no intermediate compressor, exit pressure 80 bar			
1600 km pipe line with 7 intermediate compressor stations and an exit pressure of 40 bars (plug)	3,42	0,938	0,938
Total energy Requirement	92,19	128,31	92,81

8. Conclusion

8.1. Hydrogen – Economy

In terms of production, green H₂ offers a 12 % advantage over green CH₄ if electricity is the main energy input. For the complete supply chain from overseas to Central Europe, this reduces to 3,5 %. This is likely to change when CH₄ production from biomass would become a significant contributor.

For the same energy flow with H₂, a completely new infrastructure, liquefiers, 2,5 times the ship volume, LH₂ terminals, compressors, heat exchangers and pipelines must be developed and built.

Existing sole storage caverns for NG have to be retrofitted. That will take several years and the caverns will store only 20 % of the energy they store today in NG [34].

That means a reduction from today's 165 TWh down to 33 TWh.

Pore storage caverns are unsuitable for H₂. A further storage capacity of 94 TWh would be missing. This will probably cost 2–3 digit billion Euros for Germany alone and will take many years, jeopardising all political targets in terms of time and budgets.

At the same time existing NG-assets would be declared worthless.

8.2. Methane – Economy

Green CH₄ as main energy carrier has considerable advantages:

- The energy input requirement for the supply chain of green CH₄ is close to the H₂ case. No real disadvantage here.
- With growing production of biogas this would turn very likely into a considerable energy cost advantage for CH₄ vs. H₂ on the production side.
- There is an existing infrastructure. Ships, pipelines, compressors etc., handling in industry (power plants, chemical industry, raw material etc.), existing cavern storages.
- Using the existing CH₄ infrastructure not only would save billions of Euros but also a decade or more construction time. If time really is of the essence, this would confirm the constantly emphasised urgency for the necessary energy transition.
- No unsolved problems exist with leakage or materials.
- Today's existing biogas production could be ramped up and extended e. g. to manure wherever possible and added to the main gas net easily. This would also help to prevent the excessive over-fertilisation of arable soil with nitrates and nitrides. The remains of this process are natural fertiliser.
- Beside the large advantages, CH₄ as the energy carrier for the future would allow for a gradual transition from fossil NG to green CH₄. This would make the energy transformation much more acceptable.

At the same time, we would be prepared in the future for a diversified, much cheaper biogas production from seawater algae and other fast-growing feedstock on really large scales where locally possible. It can be expected that this is energy wise by far the cheapest process producing green CH₄, at the same time serving also as potential feedstock for green kerosene (sustainable fuel/ SAF) production.

The remains of this process are natural fertiliser which can be very interesting for countries with little or no arable land.

9. References

References from the internet, status as of June 2025.

- [1] K. Vogeler, Green Hydrogen (H₂) vs. Methane (CH₄) as Energy Carrier: Production, Transport and Usage, Private Note PN-kv 24-01; 2024, https://www.icloud.com/iclouddrive/049jfX6GF9C4W4CJ163tBUIYQ#240828_The_Potential_of_Hydrogen_PN-kv_24-01_final
- [2] <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C1333740&Mask=1&Type=JANAF-G&Plot=on#JANAFG>.
- [3] <https://www.unternehmensberatung-babel.de/industriegase-lexikon.html>.
- [4] https://application.wiley-vch.de/books/sample/3527322736_c01.pdf.
- [5] <https://www.engineeringtoolbox.com/>.
- [6] <http://ibell.pythonanywhere.com/>.
- [7] <https://de.wikipedia.org/wiki/Methan>.
- [8] <https://de.wikipedia.org/wiki/Wasserstoff>.
- [9] <https://www.get-h2.de/strategien-studien/> dort: Factsheet Wasserhaushalt Elektrolyse.pdf.
- [10] <https://www.umsicht.fraunhofer.de/de/projekte/why.html>.
- [11] <https://de.wikipedia.org/wiki/Meerwasserentsalzung>.
- [12] <https://www.gasag.de/magazin/neudenken/wie-viel-strom-fuer-1kg-wasserstoff>.
- [13] https://www.zsw-bw.de/uploads/media/Elektrolyse_Basics_V.pdf.
- [14] HELMETH: Deliverable 4.2; 2018. https://www.kit.edu/kit/pi_2018_009_power-to-gas-mit-hohem-wirkungsgrad.php
- [15] <https://www.springerprofessional.de/geo-engineering/carbon-dioxide--co2-/diesel-technologien-filtern-co2-aus-der-luft/25279512>.
- [16] https://www.engineeringtoolbox.com/hydrogen-d_1419.html.
- [17] <https://www.unternehmensberatung-babel.de/industriegase-lexikon/industriegase-lexikon-a-bis-m/dampfdruckgleichung/n-wasserstoff-dampfdruck.html>.
- [18] https://en.wikipedia.org/wiki/Liquid_hydrogen.
- [19] Bosnjacovic, Technische Thermodynamik; Theodor Steinkopf Verl., Dresden, 1972.
- [20] <https://pubs.rsc.org/en/content/articlehtml/2022/ee/d2ee00099g>.
- [21] <https://de.wikipedia.org/wiki/Wasserstoffspeicherung>.
- [22] <https://www.unternehmensberatung-babel.de/industriegase-lexikon/industriegase-lexikon-n-bis-z/wasserstoff/wasserstoff-stoffdaten.html>.
- [23] <https://www.unternehmensberatung-babel.de/industriegase-lexikon/verdampfungsenthalpie-ueberchlaegig-berechnen/n-wasserstoff-verdampfungenthalpie.html>.
- [24] https://www.engineeringtoolbox.com/methane-d_1420.html.
- [25] <https://www.unternehmensberatung-babel.de/industriegase-lexikon/industriegase-lexikon-a-bis-m/dampfdruckgleichung/methan-dampfdruck.html>.

- [26] https://de.wikipedia.org/wiki/Datei:Storage_Density_of_Natural_Gas.jpg.
- [27] <https://www.scinexx.de/dossierartikel/vom-gas-zur-fluessigkeit/>.
- [28] <https://www.unternehmensberatung-babel.de/industriegaselexikon/verdampfungsenthalpie-ueberchlaegig-berechnen/methan-verdampfungsenthalpie.html>.
- [29] <https://www.ingenieurkurse.de/stroemungslehre/hydrodynamik/reibungsbehaftete-stroemungen/verluste-in-rohrleitungen-streckenabhaengige/moody-diagramm.html>.
- [30] W. Wagner, Strömung und Druckverluste; Kamprath Reihe, Vogeler Verl., 2001.
- [31] https://www.engineeringtoolbox.com/colebrook-equation-d_1031.html.
- [32] <https://www.schweizer-fn.de/stroemung/druckverlust/druckverlust.php#isotherm>.
- [33] https://www.nord-stream.com/download/file/documents/pdf/de/2013/11/nord-stream-in-zahlen_177_20131128.pdf.
- [34] <https://www.energy4climate.nrw/fileadmin/Service/Publikationen/industrie-und-produktion/factsheet-kavernenspeicher-cr-energy4climate.pdf>.

WIR SIND DORNIER

Zukunft denken. Energie gestalten.

Business Unit Power and Heat

Wir entwickeln zukunftsfähige Lösungen für eine zuverlässige, effiziente und umweltfreundliche Energieversorgung. Neben klassischem Basic- und Detail-Engineering für konventionelle Kraftwerke setzen wir verstärkt auf innovative Konzepte im Bereich der Kraft-Wärme-Kopplung – mit einem klaren Fokus auf Nachhaltigkeit und Ressourcenschonung.

Dornier Hinneburg GmbH

Wir begleiten den sicheren Rückbau kerntechnischer Anlagen – mit Kompetenz, Verantwortung und modernster Technik. Unsere Leistungen reichen von der Rückbau- und Entsorgungsplanung über Verpackungskonzepte bis hin zu Strahlenschutz und Endlagerdokumentation. Gemeinsam leisten wir einen aktiven Beitrag zur Energiewende.

Finde
↓ deinen Job ↓

Dornier Group GmbH
Zimmerstraße 67/69
10117 Berlin
www.dornier-group.com
info@dornier-group.com



Dornier Hinneburg GmbH
Im Bärenbühl 5
77731 Willstätt-Legelhurst
www.dornier-hinneburg.com
info.dh@dornier-group.com

FEREDOX® TECHNOLOGY



www.wolf-energetik.de

In its Development Center in Freiberg, Wolf Energetik operates small-scale test plants and, since 2024, a scaled hydrogen storage. The pilot system with storage and reversible high-temperature fuel cell is combined with a digital twin infrastructure.

Based on its test facilities and validated model simulations, Wolf Energetik offers process engineering services for electricity storage, the construction of industrial storage facilities for hydrogen, and the processing of CO₂ into synthesis gas.

Test bench with F1000 reactor with 1 MWh storage capacity

FEREDOX® - Basic technology for energy storage applications

- *Hydrogen storage*
- *Power storage*
- *Synthesis gas generation*



Storage is key.

Verbrennungspulsationen in Kesselanlagen bei Wasserstoff-(Co)Feuerung

Philipp Pietsch und Raphael David Roth

1.	Untersuchungsrahmen	40
2.	Frequenzanalyse des UV-Flammenwächtersignals	42
2.1.	Einfluss der Wasserstoffbeimischung bei 300 kW und 500 kW	42
2.2.	Vorversuche mit schwankender Gasbeschaffenheit	43
2.3.	Messungen an der Stabilitätsgrenze	45
3.	Vergleich zwischen optischer und mechanischer Schwingungsanalyse	46
4.	Fazit und Ausblick	47
5.	Quellen	47

Die Bestrebung, künftig das deutsche Erdgasnetz auf Wasserstoffbeimischung und später reinen Wasserstoff umzustellen, lässt deutlich größere Schwankungsbreiten in der Gasbeschaffenheit und deutlich höhere Mengen Wasserstoff in technischen Verbrennungsprozessen erwarten. Dies stellt insbesondere für den Bestand an Brennern im industriellen Bereich eine enorme Herausforderung dar, da Wirkungsgrad, Emissionen und Betriebsverhalten dieser Geräte auf Erdgas optimiert wurden. Insbesondere die heutigen Generationen von Gebläsebrennern, die auf sehr niedrige NO_x-Emissionen optimiert sind, haben die Tendenz zu instabilen Flammenfronten. Durch eine Wasserstoffverbrennung und ggf. sich ins magere verschiebende Luftmengen verschieben sich Instabilitäten und die daraus resultierenden Frequenzen der Verbrennung.

Um den Einfluss der Wasserstoffverbrennung auf die Verbrennungspulsationen zu messen, bieten sich sowohl im Labormaßstab als auch in Kesselanlagen verschiedene Möglichkeiten der messtechnischen Evaluierung an. Neben der Nutzung piezoelektrischer Schwingungssensorik an Anlagenkomponenten lassen sich auch akustische und optische Signale direkt aus dem Feuerraum detektieren und auswerten.

Auf Basis einer solchen Diagnostik lassen sich zukünftig In-situ-Untersuchungen oder sogar Regeleingriffe über die Verbrennungsregelung in Anlagen vorstellen, welche durch Anpassungen auf Luft- und Gasseite eine automatisierte Pulsationsoptimierung ermöglichen.

Erste Ergebnisse der schwingungstechnischen Untersuchung von Erdgas- und Wasserstoff-Gebläsebrennern zeigen deutliche Veränderungen im Frequenzaufkommen und den dazugehörigen Amplituden. Die Beimischung von Wasserstoff in Erdgasbrenner zeigt zudem in ersten Versuchen stabilisierende Effekte auf Verbrennungspulsationen. Dies könnte künftig einen deutlich größeren Spielraum bei der Einstellung von Rezirkulationsmengen ermöglichen und damit zur technischen Reduktion von NO_x beitragen, was einen möglichen Gegenpol zum theoretisch steigenden thermischen NO_x -Aufkommen bei reiner Wasserstoffverbrennung darstellt.

1. Untersuchungsrahmen

Erdgas nimmt in der Wärmeversorgung eine dominante Stellung ein – aufgrund seiner praktischen Handhabbarkeit, hohen Verfügbarkeit und im Vergleich zu Kohle deutlich geringeren Treibhausgasemissionen. Die EU und die Bundesregierung verfolgen das Ziel, die Energieversorgung klimaneutral zu gestalten, was sowohl die Elektrifizierung als auch einen verstärkten Einsatz erneuerbarer Brennstoffe einschließt. Wasserstoff wird als potenziell klimaneutraler Energieträger in der Thermoprozesstechnik erforscht, einschließlich seiner Integration in bestehende Gasnetze. Großprojekte und Strategien zielen darauf ab, Wasserstoff in industrielle Prozesse und Wärmenetze zu integrieren und damit Erdgas zu substituieren [1][2]. Diese Veränderungen im Gasbereich haben Auswirkungen auf die Gestaltung, den Bau und die Sicherheit von Feuerungssystemen und Kesselanlagen [3].

Das vom BMWK geförderte Projekt OSKAR 2 hat das Hauptziel, den Einfluss von Wasserstoff in der Feuerung auf die Verbrennungsstabilität sowie auf Verbrennungspulsationen zu erforschen. Ein Schlüsselaspekt dieses Projekts ist die Nutzung konventioneller UV-Flammenwächter zur Detektion und Regelung von Verbrennungspulsationen und Anlagenschwingungen im Kesselbetrieb. Im Rahmen eines umfassenden Untersuchungsprogramms wurden verschiedene industrielle Brennersysteme hinsichtlich ihres Schwingungsverhaltens unter variierenden Betriebsparametern und Brenngaszusammensetzungen analysiert. Ziel ist es, durch kombinierte Sensorik – bestehend aus UV-Flammenwächter, triaxialer Schwingungssonde, Drucksensorik und Hochgeschwindigkeitskamera – Veränderungen im Flammenverhalten zu detektieren, die Vergleichbarkeit un-

terschiedlicher Messstellen zu bewerten und robuste Indikatoren für die Verbrennungsstabilität zu identifizieren. Abbildung 1 zeigt den Versuchsaufbau für die im Artikel beschriebenen Untersuchungen.

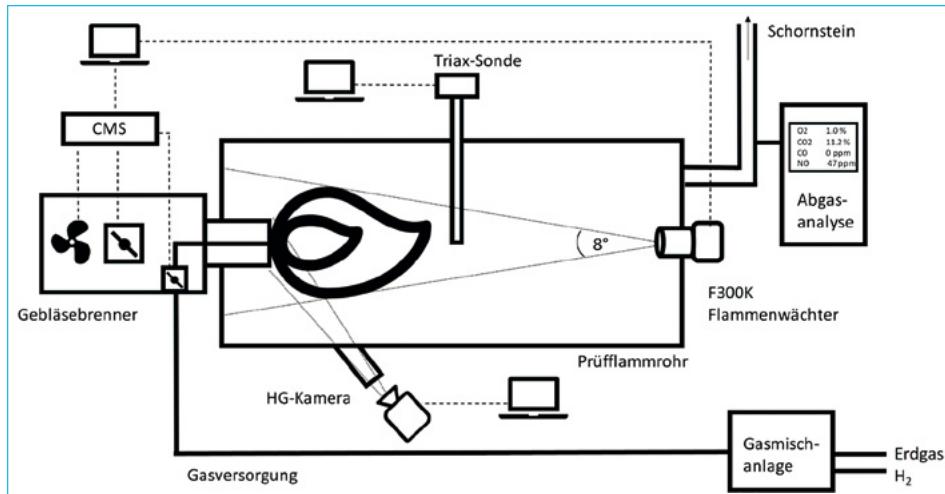


Abb. 1: Skizze vom Versuchsaufbau mit UV-Flammenwächter, Hochgeschwindigkeitskamera und triaxiale Drucksonde am Prüfflammrohr mit Gebläsebrenner.

Die DBI-Gruppe verfügt über eine Gasmischchanlage mit leistungsfähiger Wasserstoffversorgung, welche die Bereitstellung von Erdgas-Wasserstoff-Gemischen bis zu einer Feuerungsleistung von 1 MW ermöglicht. Das Brenngasgemisch wird einem Gebläsebrenner zugeführt, der an einem Prüfflammrohr mit einer maximalen thermischen Leistung von 500 kW installiert ist. Mittels der im Brenner integrierten Luft- und Gasklappe lassen sich über die Volumenströme von Brenngas und Verbrennungsluft die gewünschte Brennerleistung und das Luft-/Brennstoff-Verhältnis einstellen.

Weiterhin ist der Versuchsstand mit einer modularen Brennersteuerung CMS und einem UV-Flammenwächter vom Typ Lamtec F300K ausgestattet. Der Flammenwächter ist axial zur Flamme auf der dem Brenner gegenüberliegenden Seite des Flammrohres angebracht und detektiert die UV-Strahlung der Flamme. Grundlage dafür ist, dass bei der Verbrennung von Methan und Wasserstoff oder Gemischen dieser beiden im Laufe der Reaktion u. a. angeregte OH-Radikale entstehen, die ihre überschüssige Energie in Form eines Photons im ultravioletten Wellenlängenbereich abgeben [4]. Auf diese Weise unterscheidet sich die Strahlung einer Flamme deutlich von der Infrarot-Hintergrundstrahlung heißer Bauteile. Der eingesetzte Flammenwächter enthält einen für UV-Licht empfindlichen Halbleitersensor, der die einfallende Strahlung in ein elektrisches Signal umwandelt, welches mittels geeigneter Elektronik im Flammenwächter verstärkt und daraufhin ausgegeben, aufgezeichnet sowie ausgewertet werden

kann. Änderungen der Brennerleistung oder der Brenngaszusammensetzung beeinflussen die Konzentration besagter OH-Radikale und wirken sich dadurch auf die Amplitude und das Frequenzspektrum des Flammenwächtersignals aus.

2. Frequenzanalyse des UV-Flammenwächtersignals

2.1. Einfluss der Wasserstoffbeimischung bei 300 kW und 500 kW

Abbildung 2 zeigt die Frequenzspektren des UV-Flammenwächtersignals (220–360 nm) in Abhängigkeit von der Wasserstoffbeimischung bei 300 kW Brennerleistung. Dazu wurde das Signal des Flammenwächters über eine Messdauer von rund 2 Minuten mittels Fourier-Transformation in den Frequenzraum überführt und im relevanten Bereich zwischen 0–300 Hz dargestellt. Farblich abgestuft sind die Messungen für verschiedene H_2 -Beimischungen im Brenngas von 0 % bis 100 %.

Die Frequenzspektren zeigen bei einer Brennerleistung von 300 kW einen typischen Verlauf mit einem Maximum zwischen 15–30 Hz. Die Amplituden nehmen oberhalb von 100 Hz deutlich ab, was auf eine stabile Verbrennung hinweist. Mit zunehmendem Wasserstoffanteil im Brenngas verschiebt sich das Frequenzmaximum zu niedrigeren Frequenzen, während die Amplitude abnimmt. Bei reinem Erdgas liegt das Maximum bei 29 Hz und 0,041 V, bei 100 % Wasserstoff bei 15 Hz und 0,01 V.

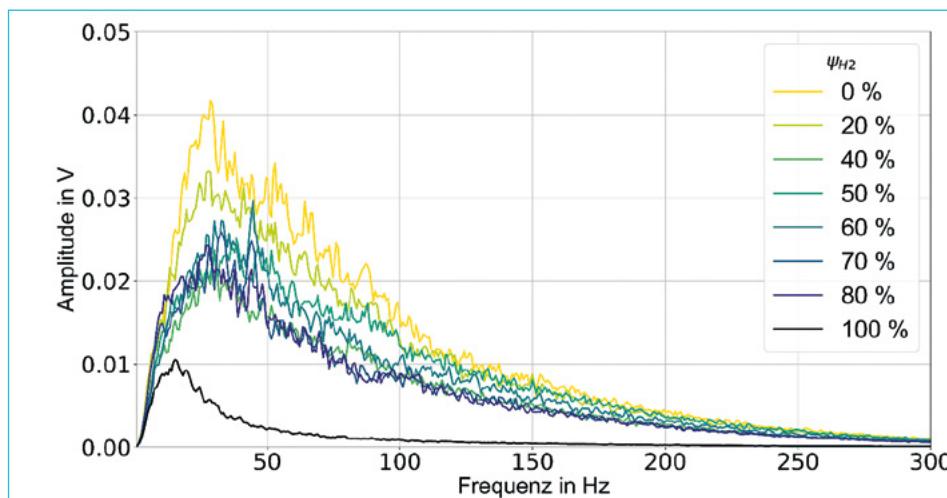


Abb. 2: Frequenzspektren des UV-Flammenwächtersignals (220–360 nm) in Abhängigkeit von der Wasserstoffbeimischung bei 300 kW Brennerleistung und 3 % Restsauerstoff

Bei 500 kW Brennerleistung zeigen sich ähnliche Frequenzverläufe, jedoch mit insgesamt höheren Amplituden aufgrund der größeren Flamme. Diese sind in Abbildung 3 dargestellt. Die höhere Amplitude ist in erster Linie auf eine größere Flamme mit mehr im UV-Bereich emittierenden Radikalen zurückzuführen. Der Verlauf der Kurven zeigt kaum Unterschiede zwischen beiden Leistungsstufen. Auch bei 500 kW verschiebt sich das Maximum bei 100 % Wasserstoff zu niedrigeren Frequenzen als im Betrieb mit Mischgas oder reinem Erdgas. Die Spektren der Versuchspunkte zwischen 40–80 % H_2 liegen sehr nahe beieinander. Bei 0 % H_2 treten zwei kleine Peaks bei 32 Hz und 54 Hz auf, die auf mögliche Resonanzeffekte hinweisen.

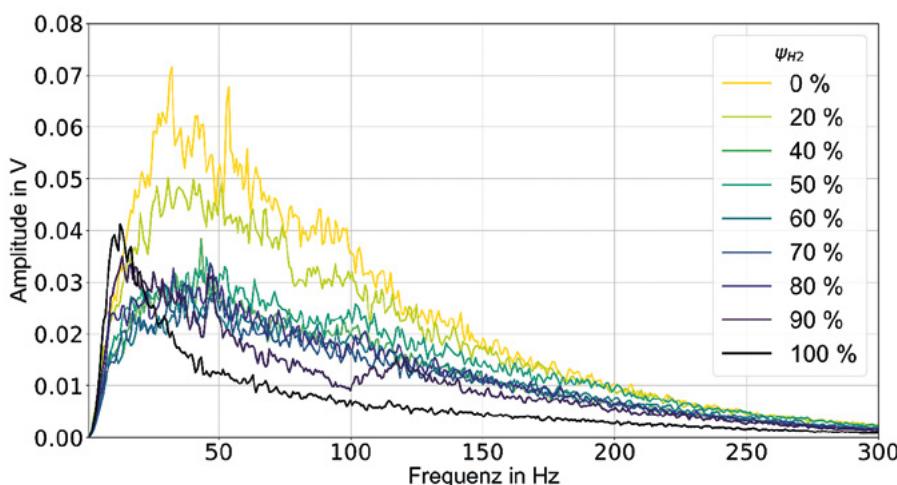


Abb. 3: Frequenzspektren des UV-Flammenwächtersignals (220–360 nm) in Abhängigkeit von der Wasserstoffbeimischung bei 500 kW Brennerleistung und 3 % Restsauerstoff

Die Messungen mit dem Flammenwächter im UV-Wellenlängenbereich zeigen unabhängig vom Wasserstoffgehalt und bei beiden Leistungsstufen breite Frequenzspektren ohne ausgeprägte Frequenzspitzen, die auf eine instabile Verbrennung hindeuten würden.

2.2. Vorversuche mit schwankender Gasbeschaffenheit

Zur Bewertung der Flammenstabilität bei Änderungen der Brenngaszusammensetzung werden zwei Kenngrößen aus dem aufbereiteten UV-Flammenwächtersignal berechnet:

- der Quadratische Mittelwert (RMS) zur Beschreibung der mittleren Amplitude

- die Nulldurchgangsfrequenz (NDF) als Maß für die mittlere Frequenz der Flammenpulsation

$$RMS = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_i^n A_i^2}$$

n...Anzahl Datenpunkte
A...Amplitude UV-Signal
N(t)...Anzahl Nulldurchgänge

$$NDF = \frac{N(t)}{2t}$$

t...Zeit

In einem Vorversuch wurde die Zusammensetzung des Brenngases abrupt von 0 % H₂ (100 % Erdgas) auf 50 % Wasserstoff umgestellt, ohne dass die Stellungen von Luft- und Gasklappe auf das veränderte Brenngasmisch angepasst wurden.

Abbildung 4 stellt den Verlauf von Flammenwächtersignal, NDF und RMS während des Versuches dar. Als Folge der erhöhten H₂-Konzentration verringerte sich die Brennerleistung um 13 % von 450 kW auf 390 kW, während die Konzentration von Restsauerstoff durch den geringeren stöchiometrischen Luftbedarf von H₂ im Abgas von anfänglich 4,5 Vol.-% auf fast 7,8 Vol.-% stieg.

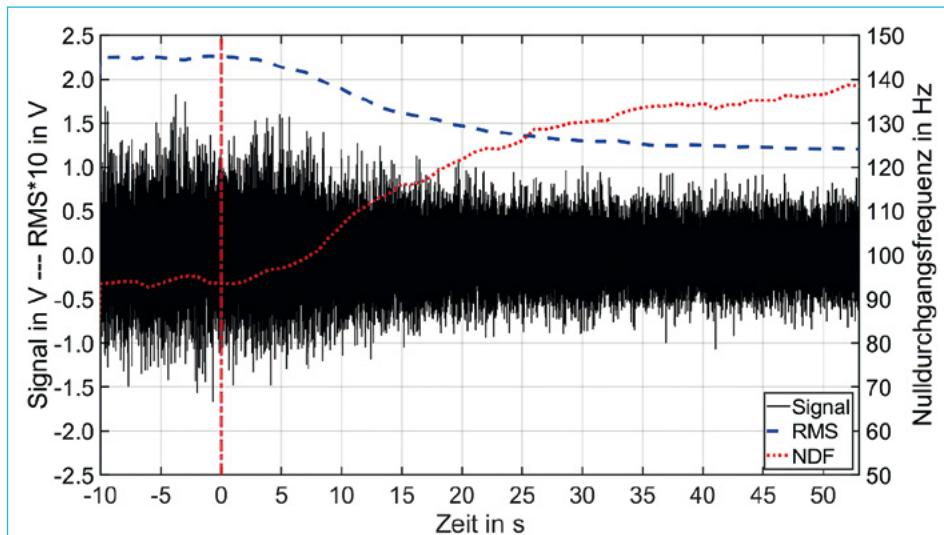


Abb. 4: Flammenwächtersignal, RMS (mit Faktor 10 skaliert) und Nulldurchgangsfrequenz bei sprunghafter Änderung der Verbrennungsparameter von 0 % H₂, 450 kW und 4,5 % Rest-O₂ auf 50 % H₂, 390 kW und 7,8 % Rest-O₂

Kurz nach dem mit einer senkrechten, roten Linie markierten Zeitpunkt der Umstellung reagiert die Flamme auf den zugemischten Wasserstoff mit einem Anstieg der Nulldurchgangsfrequenz von ca. 95 Hz auf knapp unter 140 Hz.

Ausgehend von anfangs 0,225 V fällt der RMS zum Ende der Messung auf eine mittlere Spannung von 0,12 V. Beim dargestellten Sensorsignal ist insbesondere von Sekunde 5 bis Sekunde 20 ein Abflachen der Signalamplitude zu beobachten. In diesem Intervall ändert sich auch der RMS am stärksten. Basierend auf den in Abbildung 4 dargestellten Verläufen lässt sich feststellen, dass bei einer Änderung der Wasserstoffbeimischung ohne Anpassung der Klappenstellung NDF und RMS gegenläufig reagieren. Das gegenläufige Verhalten beider Größen könnte zur Detektion von Änderungen in der Gaszusammensetzung genutzt werden. Die geringe Rechenkomplexität der vorgestellten Auswertung erlaubt eine potenzielle Integration in Regelkreise zur Anpassung von Leistung und Luftvolumenstrom. Zusätzlich zur Brenngaszusammensetzung beeinflussen auch Luftzahl und Brennerleistung das Flammensignal, was in weiteren Messreihen untersucht wird.

2.3. Messungen an der Stabilitätsgrenze

Zur gezielten Erzeugung instabiler Verbrennungszustände wurden Messungen an der mageren Stabilitätsgrenze durchgeführt. Dazu wurde am Brenner bei maximaler Leistung (500 kW) die Luftklappe vollständig geöffnet. Da dies noch nicht ausreichte, um eine instabile Verbrennung mit abhebender Flamme zu erzeugen, wurde der Luftüberschuss weiter erhöht, indem bei vollständig geöffneter Luftklappe die Gasklappe schrittweise geschlossen wurde. Dadurch kam es zum Abheben der Flamme, was akustisch und visuell durch Schwingungen an der Abgasleitung wahrnehmbar war. An zwei Betriebspunkten (410 kW bei 12,6 % Rest-O₂ und 350 kW bei 14,1 % Rest-O₂) wurden Messungen mit vollständiger Sensorik durchgeführt.

Abbildung 5 zeigt den Frequenzgang des UV-Flammenwächtersignals im Betriebspunkt, bei 350 kW bei 14,1 % Rest-O₂, dargestellt als Frequenzspektrogramm im Zeitverlauf (links) und als gemitteltes Spektrum (rechts).

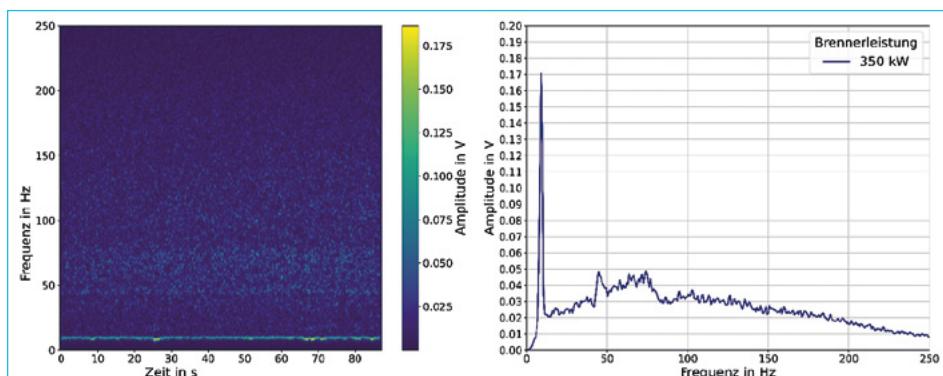


Abb. 5: UV-Flammenwächtersignal während einer ausgeprägten Verbrennungspulsation, dargestellt als Frequenzspektrogramm im Zeitverlauf (links) und als gemitteltes Spektrum (rechts) bei 350 kW und 14,1 % O₂ im Abgas

Das Frequenzspektrum des UV-Flammenwächtersignals zeigt unter diesen Bedingungen signifikante Unterschiede zum Normalbetrieb. Ein schmaler Peak bei 9 Hz, der im Spektrogramm als farbige Linie sichtbar ist sowie ein flaches Maximum im Bereich 60–70 Hz deuten auf ausgeprägte, niederfrequente Verbrennungspulsationen hin. Die maximale Amplitude des 9-Hz-Peaks übertrifft bei 14,1 % Rest-O₂ mit einem Wert von 0,17 V deutlich die Amplituden bei moderatem Luftüberschuss und stabiler Verbrennung (Abbildungen 2 und 3).

3. Vergleich zwischen optischer und mechanischer Schwingungsanalyse

Zur Analyse von Flammenverhalten werden im Projekt verschiedene Messsysteme miteinander verglichen: ein UV-Flammenwächter, ein triaxialer Piezosensor, der in einem gekühlten Gehäuse in der Flamme platziert wird (Triax-Sonde) sowie eine Hochgeschwindigkeitskamera. Die Triax-Sonde ermöglicht – anders als die optischen Messsysteme – eine Messung der mechanischen Schwinggeschwindigkeit und -beschleunigung in drei Raumachsen. Dies erweitert den Messbereich neben der optischen Erfassung der Flamme um die richtungsabhängige Messung der Druckpulsationen. Allerdings wird die Messung durch Eigenbewegungen der Sonde und vom Strömungsgeräusch der Luft- und Wasserkühlung überlagert, was das Messergebnis negativ beeinflussen kann. Ein Vergleich mit optischen Messverfahren zeigt, dass die erfassten Daten nur geringe Übereinstimmungen aufweisen, was auf unterschiedliche Messprinzipien und -bereiche sowie auf die erwähnten Störeinflüsse zurückzuführen sein könnte.

Im Vergleich zum UV-Flammenwächter bietet die Hochgeschwindigkeitskamera eine räumliche Auflösung und erlaubt die detaillierte Analyse von Flammenform und -struktur. Eine anfangs unzureichende Bildqualität, bedingt durch den geringen Kontrast und Helligkeit von H₂-Flammen im sichtbaren Spektrum, konnte durch Einsatz eines UV-Restlichtverstärkers wesentlich verbessert werden. Mit fortgeschrittenen Methoden der Bildverarbeitung, wie dem Differenzbildverfahren und der Kreuzkorrelation, lassen sich aus dem Bildmaterial Verschiebungen der Flammenfronten erfassen. Daraus können mithilfe einer Fourier-Transformation ebenfalls Pulsationsfrequenzen berechnet werden, die mit denen des Flammenwächters sehr gut übereinstimmen. Ein bedeutender Nachteil der Hochgeschwindigkeitskamera ist jedoch ihr hoher Anschaffungspreis, der eine Anwendung in industriellen Anlagen unrealistisch erscheinen lässt.

4. Fazit und Ausblick

Die bisherigen Untersuchungen zeigen, dass das Schwingungsverhalten industrieller Brenner stark von der Brennerkonstruktion, vom Luftüberschuss sowie von Brennerleistung und Brenngaszusammensetzung beeinflusst wird. Während der Tests kamen optische Sensoren zum Einsatz, mit denen die Abhängigkeit der Flammenpulsationen von Brennerleistung, H₂-Beimischung und Brennergeometrie untersucht wurde. Dabei wurde demonstriert, dass sich UV-Sensoren im Betriebsbereich der untersuchten Gebläsebrenner bis 100 % H₂ zur Bestimmung relevanter Frequenzen bei auftretenden Verbrennungsstabilitäten eignet. Die hier verwendeten UV-Sensoren sind in Form von Flammenwächtern bereits in vielen Anlagen als Teil der Sicherheitskette integriert und bieten eine kostengünstige, nichtinvasive Möglichkeit zur Schwingungsdetektion. Die Kombination aus UV-Flammenwächter und ergänzender Sensorik erlaubt eine differenzierte Bewertung der Flammenstabilität.

Weitere Untersuchungen sollen gezielt Einflussgrößen simulieren, die typischerweise zu instabiler Verbrennung führen, um die Sensitivität der Sensorik und die Wiederholbarkeit der Ergebnisse unter Bedingungen abseits des idealen Betriebsbereiches zu validieren. Im Anschluss sollen Untersuchungen an großindustriellen Kesselanlagen erfolgen, um die Funktionsfähigkeit von Messtechnik und Datenauswertung unter realen Bedingungen zu demonstrieren.

5. Quellen

- [1] Anke Brüggemann: Hochlauf der grünen Wasserstoffwirtschaft – wo steht Deutschland?, KfW Research, Fokus Volkswirtschaft (2024), Nr. 475, S. 1-13, URL: <https://www.kfw.de/PDF/Download-Center/Konzernthemen/Research/PDF-Dokumente-Fokus-Volkswirtschaft/Fokus-2024/Fokus-Nr.-475-November-2024-Wasserstoff.pdf> (Stand: 02.06.2025).
- [2] Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz (BMWK): Fortschreibung der Nationalen Wasserstoffstrategie – NWS 2023 (2023), S. 1-34, URL: https://www.bmbf.de/SharedDocs/Downloads/DE/20/230726-fortschreibung-nws.pdf?__blob=publicationFile&v=4 (Stand: 02.06.2025).
- [3] Interessengemeinschaft Energie Umwelt Feuerungen GmbH, Infoblatt 80: Auswirkungen zukünftig stärkerer Schwankungen der Erdgasbeschaffenheit und Wasserstoffeinspeisungen auf Gebläsebrenner (2023), S. 1-4, URL: https://www.bdh-industrie.de/fileadmin/user_upload/Downloads/Infoblaetter/Infoblatt_Nr_80_Gasbeschaffenheitsschwankungen_b.pdf (Stand: 02.06.2025).
- [4] Samuel J. Grauer, Khadijeh Mohri, Tao Yu u. a.: Volumetric emission tomography for combustion processes, In: Progress in Energy and Combustion Science 94, 2023.

TRUSTED PARTNER

in Clean Energy Solutions



Boiler Systems



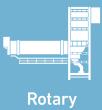
Firing & Fuel
Conversion



Waste-to-Energy
Components



Grate Firing
System



Rotary
Kiln Systems



Power to Heat
Solutions



Rehabilitation &
Optimization



Maintenance &
Service

Power Service Solutions GmbH is a leading technology and service provider for innovative, environmentally friendly energy solutions with a focus on power generation, industrial plants and waste-to-energy systems. Our portfolio includes customized solutions for decarbonization in the areas of combustion technology, boiler systems, maintenance concepts and the modernization and expansion of existing systems.

Scan for
CONTACT DETAILS



Untersuchung zur Umrüstung eines mit Steinkohle befeuerten Großdampferzeugers auf eine Wasserstofffeuerung

Torben Fendel, Bernhard Zimmermann und Wolfgang Timm

1.	Einleitung	49
2.	Brennstoffeigenschaften.....	50
2.1.	Zusammensetzung	50
2.2.	Weitere Stoff- und Verbrennungseigenschaften	51
3.	Konzeption der Feuerungsanlage	52
3.1.	Beschreibung des vorhandenen Dampferzeugers	52
3.2.	Installation eines neuen Brennstoffversorgungssystems	53
3.3.	Installation einer neuen Rauchgasrezykulation.....	55
3.4.	Anpassungen im Verbrennungsluftsystem	56
3.5.	Installation neuer Brenner.....	56
4.	Bewertung der Machbarkeit	57
4.1.	CFD-Simulation.....	57
4.2.	Wärmotechnische Nachrechnung.....	60
5.	Zusammenfassung und Ausblick.....	61
6.	Quelle	61

1. Einleitung

Durch die Zielsetzung weiterer Einsparungen von CO₂-Emissionen rückt grüner Wasserstoff als Energieträger zunehmend in den Fokus der Industrie. Vermehrt werden Konzepte zur Brennstoffumrüstung fossil befeuerter Dampferzeuger mit Wasserstoff entwickelt.

Eine solche Konzeption einer Brennstoffumrüstung eines momentan mit Steinkohle befeuerten Großdampferzeugers auf eine Wasserstofffeuerung wurde im Rahmen einer Studie durchgeführt und wird im Folgenden beschrieben. Die Studie unterteilt sich dabei in zwei Phasen. In der ersten Phase wurde zunächst eine Umrüstung auf eine reine Erdgasfeuerung sowie die Zumischung eines höchstmöglichen Anteils an Wasserstoff untersucht. In der zweiten Phase wurde dann ein Konzept für ein vollständig mit reinem Wasserstoff betriebbares Feuerungssystem entwickelt. Im Folgenden sind vornehmlich die Ergebnisse der Untersuchungen der zweiten Phase dargestellt.

Der untersuchte Dampferzeuger benötigt bei Vollast aktuell eine Feuerungs wärmeleistung von 1.700 MW, die von 16 als Eckenfeuerung angeordneten Staubbrennern erzeugt wird. Jeder dieser Kohlenstaubbrenner inklusive Öl brenner soll künftig durch drei ADS-Gasbrenner (Axial-Doppel-Stufen-Brenner) ersetzt werden. Das bestehende Verbrennungsluftsystem wird dabei an die neue Fahrweise angepasst und ertüchtigt. Für die Brennstoffversorgung werden 16 Wasserstoffstationen vorgesehen, welche jeweils einer Brennergruppe (bestehend aus drei Brennern) zugeordnet sind. Im Rahmen des Explosionsschutzes ist hierbei zusätzlich die Errichtung eines Stickstoffsystems zur Inertisierung wasserstoffführender Leitungen notwendig. Wasserstoff weist im Vergleich zu Erdgas eine höhere adiabate Verbrennungstemperatur auf, was zu einer erhöhten Bildung von thermischem NO_x führt. Daher wird zusätzlich ein neues Rauchgasrezirkulationssystem ergänzt. Dadurch werden zum einen die NO_x -Emissionen durch den Abbau von Temperaturspitzen im Flammenbereich reduziert und zum anderen das geringere spezifische Rauchgasvolumen von Wasserstoff kompensiert, um die bisherigen Frischdampfparameter beibehalten zu können. Ebenfalls kann dadurch die thermische Belastung im Brennernahbereich reduziert werden.

2. Brennstoffeigenschaften

2.1. Zusammensetzung

Für die Untersuchung wurden nach Vorgabe durch den Anlagenbetreiber die folgenden Zusammensetzungen für Erdgas H und Wasserstoff verwendet. Der im Folgenden als Wasserstoff definierte Brennstoff enthält geringe Mengen an Methan (CH_4) und Stickstoff (N_2).

Tab. 1: Zusammensetzung der Brenngase

Komponente	Einheit	Erdgas H	Wasserstoff
CH ₄	Vol.%	84,63	0,648
C ₂ H ₆	Vol.%	5,42	-
C ₃ H ₈	Vol.%	1,53	-
C ₄ H ₁₀	Vol.%	0,45	-
C _m H _n	Vol.%	0,13	-
CO	Vol.%	0,06	-
CO ₂	Vol.%	1,83	-
O ₂	Vol.%	0,03	-
N ₂	Vol.%	5,25	1,349
H ₂	Vol.%	0,67	98,003

C_mH_n bezeichnet Kohlenwasserstoffverbindungen mit mehr als vier Kohlenstoffatomen.

2.2. Weitere Stoff- und Verbrennungseigenschaften

Erdgas und Wasserstoff unterscheiden sich in diversen für die Verbrennung relevanten Stoffeigenschaften voneinander, diese sind nachfolgend aufgeführt. Da in der ersten Phase der Studie ein Mischgas aus Erdgas und Wasserstoff betrachtet wird und die hier beschriebene Wasserstofffeuerung nach weiteren Anpassungen grundsätzlich auch flexibel mit beliebigen Mischungen betrieben werden kann, ist hier auch ein Mischgas dargestellt, welches zu gleichen Volumenanteilen aus Erdgas und Wasserstoff besteht.

Tab. 2: Stoffeigenschaften von Erdgas, Wasserstoff und Mischgas (bestehend aus 50 Vol.% Erdgas und 50 Vol.% Wasserstoff)

Eigenschaft	Einheit	Erdgas H	Wasserstoff	Mischgas
Unterer Heizwert	MJ/Nm ³	36,081	10,799	23,495
Normdichte	kg/Nm ³	0,8309	0,1096	0,4711
Adiabate Verbrennungstemperatur (stöchiometrische Bedingungen)	°C	2027	2214	2066
Stöchiometrischer Luftbedarf	Nm ³ /h/MW _{th}	968	810	932
Spezifische Rauchgasmenge	Nm ³ /h/MW _{th}	1080	972	1044

Der volumetrische Heizwert von Wasserstoff ist signifikant geringer als der von Erdgas. Dadurch wird im Wasserstoffbetrieb für die gleiche Feuerungswärmeleistung ein ca. 3,3-fach höherer Volumenstrom benötigt. Darüber hinaus ist für die stöchiometrische Verbrennung von Wasserstoff eine geringere Luftmenge als bei Erdgas notwendig, woraus sich bei gleicher Feuerungswärmeleistung auch entsprechend geringere Abgasmengen ergeben.

Die Dichte von Wasserstoff liegt bei nur ca. 13 % der Dichte von Erdgas, wodurch sich bei Austritt aus einer identischen Gasdüse erheblich höhere Geschwindigkeiten gegenüber Erdgas ergeben. Daraus leitet sich für die Praxis die Herausforderung der Dimensionierung von Gasdüsen ab, die sowohl Wasserstoff als auch Erdgas bzw. beliebige Mischungen bei niedrigen Emissionen verbrennen können. In der Praxis kann dies über geteilte Gasvorlagen im Brenner und korrespondierend gestufte Gaslanzen- und Düsenausführungen realisiert werden.

Zentral sind darüber hinaus die Unterschiede in der adiabaten Verbrennungs-temperatur zwischen Erdgas und Wasserstoff. Bei Mischgasen steigt die adiabate Verbrennungstemperatur mit dem Anteil von Wasserstoff an.

3. Konzeption der Feuerungsanlage

3.1. Beschreibung des vorhandenen Dampferzeugers

Der untersuchte Großdampferzeuger wird mit Steinkohle betrieben und stellt bis zu ca. 2.200 t/h Frischdampf bei 285 bar und 600 °C bereit. Es handelt sich um einen Turmkessel mit nachgeschalteter SCR-Anlage (Selective Catalytic Reduction). Die erforderliche Feuerungswärmeleistung von ca. 1.700 MW wird über 16 Kohlenstaubbrenner – angeordnet als Eckenfeuerung – erzeugt. Jeder dieser Brenner besteht aus zwei Kohlenstaubrohren und einem dazwischen angeordneten Stützbrenner, welcher mit Heizöl EL betrieben wird. Ober- und unterhalb der Kohlenstaubbrenner sowie zwischen den einzelnen Kohlenstau-rohren befinden sich Luftöffnungen zur Versorgung der Brenner mit Verbrennungsluft. Die vier Brennerebenen werden von jeweils einer Mühle mit Brennstoff versorgt.

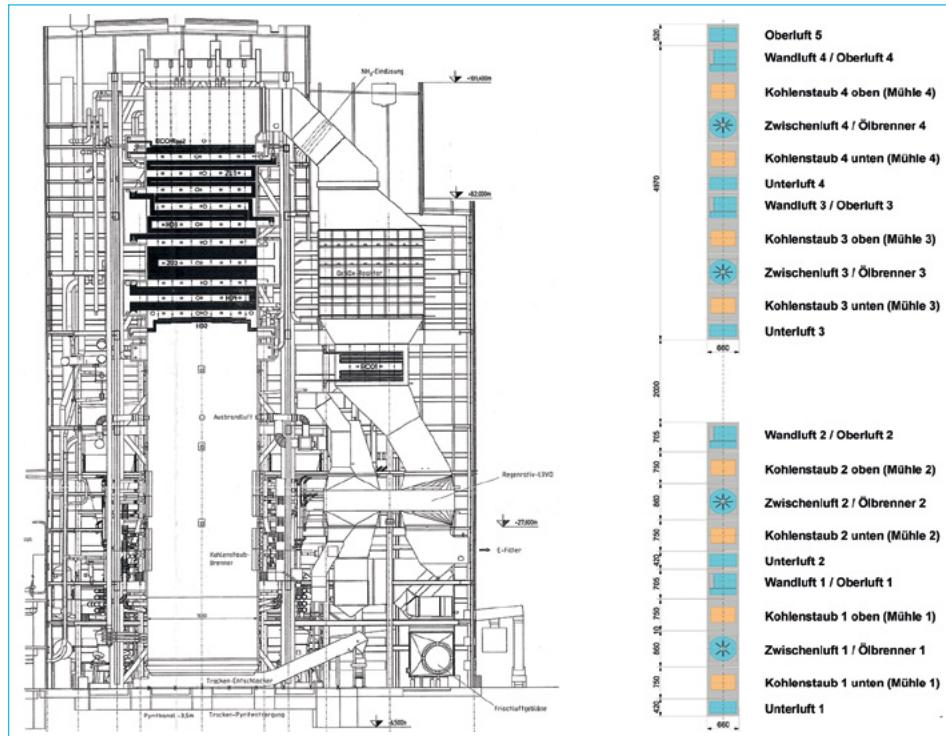


Abb. 1: Kesselübersicht (links) und Anordnung der Brenner in einer Ecke (rechts)

Die Verbrennungsluft wird über ein Frischluftgebläse bereitgestellt und anschließend in einem Dampflluftvorwärmer und einem Rauchgasluftvorwärmer vorgewärmt, bevor sie über zwei Kanäle zum Feuerungssystem geleitet wird. Die Kanäle versorgen jeweils zwei Ecken sowie die zugehörigen Ausbrandluftöffnungen.

Zwischen Frischlüfter und Dampfluvo wird die Primärluft entnommen und über einen Primärlüfter auf einen höheren Druck gebracht. Danach wird ein Teil der Primärluft im Rauchgasluvo aufgeheizt, während ein anderer Teil um den Rauchgasluvo herumgeführt wird. Beide Leitungen werden anschließend wieder zusammengeführt und durchströmen dann mit einem durch zwei Klappen in den Einzelleitungen einstellbaren Mengenverhältnis die Mühlen.

3.2. Installation eines neuen Brennstoffversorgungssystems

Durch den Brennstoffwechsel auf einen Betrieb ausschließlich mit Wasserstoff wird die Errichtung eines neuen Brennstoffversorgungssystems erforderlich. In der Studie wird das System ab dem Übergabepunkt unmittelbar vor Kesselhaus-eintritt untersucht. Vor Eintritt in das Kesselhaus ist die Wasserstoffhauptabsperrung angeordnet. Im Kesselhaus wird die Hauptleitung auf vier Stichkanäle

aufgeteilt, die jeweils eine Kesselecke versorgen. Pro Brennergruppe, bestehend aus drei übereinander angeordneten Brennern, ist eine Regelstation vorgesehen, welche über einen nachdruckgeregelten Druckminderer den erforderlichen Wasserstoffdruck einstellt. Ihr folgt eine Brennerstation mit Schnellschlussventil und kombiniertem Regel-/Schnellschlussventil inklusive Zwischenentlüftung. Die Stichleitungen zu den drei Brennern der Gruppe können über jeweils ein weiteres Schnellschlussventil abgesperrt werden.

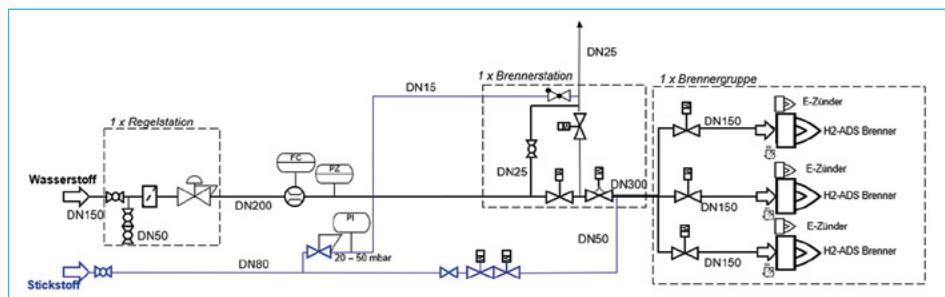


Abb. 2: Vereinfachtes Fließbild des Brennstoffsystems einer Brennergruppe

Eine Analyse im Rahmen der Erstellung eines Explosionsschutzkonzepts für ein Referenzprojekt zeigte die Notwendigkeit zusätzlicher Maßnahmen an wasserstoffführenden Leitungen auf. Dies betrifft im Bereich der Wasserstoffversorgung insbesondere Atmungs- und Entlüftungsleitungen, die zur Umgebung hin offen sind und daher Luft führen. Aufgrund der geringen Dichte von Wasserstoff entwickeln sich bei der Entspannung in der Leitung sehr hohe Geschwindigkeiten, sodass hier beispielsweise Staub- oder Rostpartikel mitgenommen werden können. Da die Zündenergie von Wasserstoff mit 0,019 mJ im Vergleich zu Erdgas (0,28 mJ) sehr klein ist, können diese Partikel zum Beispiel durch einen Aufprall in Umlenkungen oder durch elektrostatische Entladung eine ausreichende Zündquelle darstellen, wodurch die Gefahr einer Deflagration bzw. Detonation besteht. Daher werden im Rahmen dieser Studie Atmungsleitungen von Armaturen durch eine alternative Bauform mit Sicherheitsmembran vermieden. Sämtliche Entlüftungsleitungen an den Brennerstationen werden durch ein neu zu errichtenden Stickstoffsystem kontinuierlich mit einer geringen Menge Stickstoff beaufschlagt, um die Anwesenheit von Luft auszuschließen.

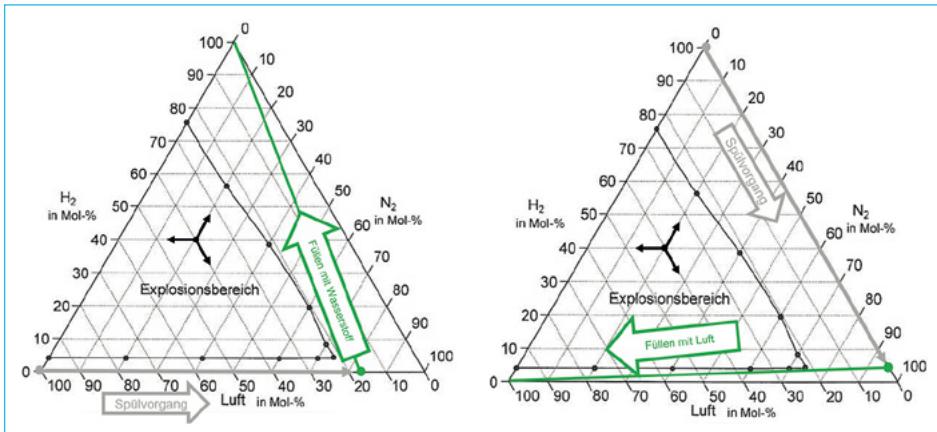


Abb. 3: Darstellung der Veränderung der Gemischzusammensetzung beim Anfahren der Brenner (links) und beim Abfahren der Brenner (rechts)[1]

Darüber hinaus wird vor jedem An- und nach jedem Abfahren eines Brenners die Brennstoffleitung nach dem letzten Schnellschlussventil und der Brenner selbst mit Stickstoff inertisiert, um vorhandene Luft vor dem Anfahren und vorhandenen Wasserstoff nach dem Abfahren auszutreiben. Das Wasserstoff-/Stickstoff-/Luft-Gemisch wird dadurch stets außerhalb des Explosionsbereichs gehalten. Das Spülen der Brenner erfolgt vollautomatisch.

3.3. Installation einer neuen Rauchgasrezirkulation

Um einen Anstieg der NO_x -Emissionen aufgrund der höheren Verbrennungs-temperatur von Wasserstoff gering zu halten, wird der Dampferzeuger mit einem Rauchgasrezirkulationssystem ausgestattet. Darüber hinaus wird dadurch das geringere Rauchgasvolumen kompensiert, um die bisherigen Frischdampfparameter beibehalten zu können. Ebenso wird eine Kühlung der Brenner erreicht, welche im Wasserstoffbetrieb erhöhten thermischen Belastungen ausgesetzt sind. Zu diesem Zweck wird Rauchgas vor dem E-Filter abgezogen und über ein neues Rezirkulationsgasgebläse der Verbrennungsluft zugeführt. Analog zur Frischluft teilt sich der Rezikanal auf zwei Stichkanäle auf, die jeweils in einem Stichkanal der Frischluft münden. Die Menge an rezirkuliertem Rauchgas wird in jedem Stichkanal separat gemessen und kann lastabhängig über eine Regelklappe eingestellt werden. Das rezirkulierte Rauchgas hat in Abhängigkeit der Last eine Temperatur von ca. 125 °C bis 180 °C. Durch die Vermischung von Frischluft und rezirkuliertem Rauchgas wird der volumetrische Sauerstoffanteil im Sauerstoffträgerstrom gesenkt, wodurch Temperaturspitzen im Flammenbereich reduziert werden. Es wird ein Anteil an rezirkuliertem Rauchgas von bis zu 25 % (bezogen auf den Frischluftvolumenstrom) gewählt.

3.4. Anpassungen im Verbrennungsluftsystem

Durch den Brennstoffwechsel werden die bestehenden Mühlen und der Primärlüfter nicht mehr benötigt. Die Verbrennungsluft wird dem Feuerungssystem zukünftig ausschließlich über den bestehenden Frischlüfter zugeführt. Sie setzt sich zusammen aus kalter Primärluft, heißer Sekundärluft und rezirkuliertem Rauchgas. Die Primärluft wird dabei weiterhin vor dem Dampflluftvorwärmer entnommen und dahinter wieder der vorgewärmten Sekundärluft beigemischt. Hierfür ist ein neuer Kanal um den Rauchgas-Luftvorwärmer erforderlich. Durch die Beimischung kalter Primärluft wird die Temperatur der Verbrennungsluft abgesenkt, um zum einen die Bildung von thermischem NO_x abzumindern und zum anderen die thermische Belastung der Brenner zu reduzieren. Zur Einstellung der gewünschten Menge der kalten Primärluft werden eine Mengenmessung und eine Regelklappe installiert. Die kalte Primärluft hat eine Temperatur von ca. 40 °C, die Sekundärluft in Abhängigkeit der Last eine Temperatur von ca. 260 °C bis 325 °C. Anschließend wird das rezirkulierte Rauchgas beigemischt. Um die Verbrennungsluft dem Feuerungssystem zuzuführen, werden die beiden bestehenden Verbrennungsluftkanäle weiterverwendet.

Da die Mühlen nicht mehr mit Luft durchströmt werden, wird keine Kalt- und Sperrluft zu den Mühlen benötigt. Dadurch wird ein neuer Bypass-Kanal um den bestehenden Primärlüfter erforderlich. Neben der kalten Primärluft, die wie zuvor beschrieben der Verbrennungsluft zugeführt wird, wird ein Teil der Primärluft durch den bestehenden Rauchgas-Luftvorwärmer aufgeheizt und als Ausbrandluft verwendet. Die Ausbrandluft hat dadurch lastabhängig eine Temperatur von ca. 260 °C bis 325 °C. Die Ausbrandluft wird dem Feuerraum über zehn Öffnungen zugeführt, wobei sich jeweils vier Öffnungen auf der Vorder- und Rückwand des Kessels befinden und jeweils eine Öffnung an den Seitenwänden. Die Öffnungen sind oberhalb der obersten Brennerebene angeordnet.

Nach Überprüfung ist der vorhandene Frischlüfter für alle Lastfälle im Wasserstoffbetrieb geeignet.

3.5. Installation neuer Brenner

Die bestehenden 16 Kohlenstaubbrenner inklusive der zugeordneten Stützbrenner werden durch jeweils drei ADS-Gasbrenner (Axial-Doppel-Stufenbrenner) ersetzt, sodass die Feuerungswärmeleistung zukünftig über 48 Brenner mit jeweils ca. 35 MW bereitgestellt wird. Dabei bilden jeweils drei Brenner eine Brennergruppe. Die Brenner werden als zweistufige Drallbrenner ausgeführt.

Die Verbrennungsluft wird vor den Brennern aufgeteilt und dem jeweiligen Kern- und Sekundärluftrohr getrennt zugeführt. Eine Vertrimmung der beiden Luftströme kann über zwei vorgelagerte Luftklappen erfolgen.

Im Kernluftrohr sind sechs von außen verstellbare Gaslanzen angeordnet, welche über eine vorgelagerte Gasvorlage versorgt werden. Durch Bildung von zwei unterschiedlich dimensionierten Lanzengruppen, welche jeweils aus drei Gaslanzen bestehen, ist ein optimaler Betrieb sowohl beim Start und in Teillasten als auch bei Volllast möglich. Darüber hinaus ermöglicht dies bei Bedarf ebenfalls den Betrieb mit Erdgas oder einer beliebigen Mischung aus Erdgas und Wasserstoff ohne weitere konstruktive Änderung an den Brennern.

Zusätzlich verfügen die Brenner über einen verstellbaren Drallkörper im Sekundärluftquerschnitt, einen Swirler im Kernluftquerschnitt, einen elektrischen Zünder sowie über ein Schauglas.

Alle Brenner erhalten jeweils einen seitlichen Flammenwächter, welcher in einer neuen kleinen Ausbiegung in der Membranwand installiert wird. Aufgrund der Fremdlichtproblematik bei Eckenfeuerungen ist eine Installation an der Brennerfrontplatte nicht geeignet.

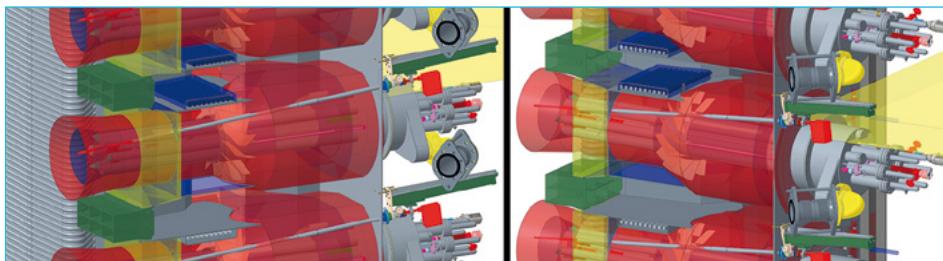


Abb. 4: 3D-Darstellung eines Brenners

4. Bewertung der Machbarkeit

4.1. CFD-Simulation

Die Ausarbeitung der Studie stützt sich auf Erfahrungen aus einem vorherigen Projekt zur Verbrennung von wasserstoffreichem Gas (Wasserstoffanteil: 95 Vol.-%). Hier konnte durch Anpassung des Berechnungsmodells an während der Inbetriebnahme aufgenommene Messwerte in verschiedenen Betriebsfällen eine Validierung durchgeführt werden. Mit diesem validierten Berechnungsmodell können nun verschiedene Betriebsfälle miteinander verglichen und hinsichtlich der Auswirkungen einer Umstellung auf Wasserstoffbetrieb bewertet werden. Dabei werden die Temperaturverläufe im Feuerraum sowie an der Sekundärluftkehle des Brenners im Erdgas- und Wasserstoffbetrieb verglichen. Die hier gesammelten Erfahrungen werden als Basis zur Bewertung der Machbarkeit bei der Ausarbeitung dieser Studie genutzt.

In Abbildung 5 und 6 sind die Temperaturverläufe für Erdgasbetrieb und für Wasserstoffbetrieb in der Gesamtansicht des Feuerraums sowie an der Sekundärluftkehle des Brenners dargestellt, jeweils mit einem Rezianteil von 5 %.

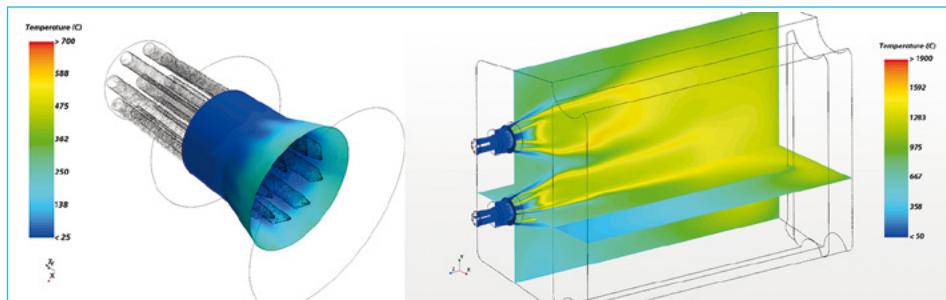


Abb. 5: Temperaturverlauf an der Sekundärluftkehle des Brenners (links) und im Feuerraum (rechts) im Erdgasbetrieb bei 5 % Rauchgasrezi

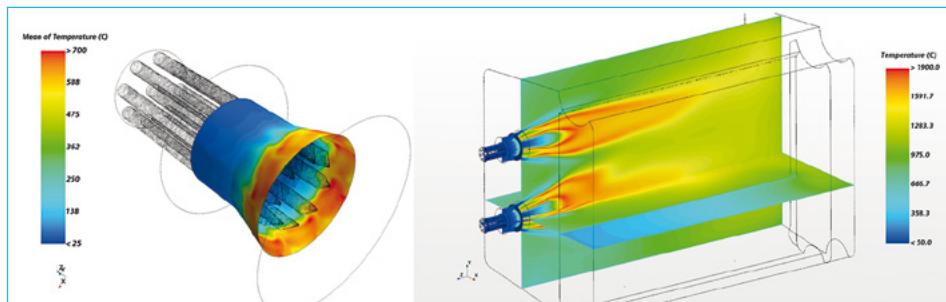


Abb. 6: Temperaturverlauf an der Sekundärluftkehle (links) und im Feuerraum (rechts) im Betrieb mit 95 % Wasserstoff und 5 % Rauchgasrezi

Aus den Abbildungen wird die signifikante Temperaturerhöhung im Zuge eines Brennstoffwechsels auf Wasserstoff ersichtlich. Die Temperaturen in der Flammenzone und damit im gesamten Verlauf über dem Feuerraum liegen im Wasserstoffbetrieb bei gleichem Rezianteil ca. 200 °C höher als im Erdgasbetrieb. Noch erheblicher fallen die Unterschiede im Brennernahbereich bzw. an der Sekundärluftkehle aus. Durch die um ca. 300 °C bis 400 °C höheren Temperaturen ist der Brenner einer erhöhten thermischen Belastung ausgesetzt.

Diese Effekte können unter anderem durch eine Erhöhung der Menge an rezykliertem Rauchgas abgemildert werden, da die resultierende Absenkung des Sauerstoffgehalts in der Verbrennungsluft Temperaturspitzen in der Flammenzone verringert. Die Auswirkungen der Anhebung des Rezianteils von 5 % auf 21 % sind der Abbildung 7 zu entnehmen. Die thermische Belastung der Brenner und der Temperaturverlauf im Feuerraum werden auf einen Bereich abgesenkt, welcher zwar weiterhin über den Werten im Erdgasbetrieb liegt, aber in der Praxis bereits mit guten Ergebnissen beherrscht werden konnte.

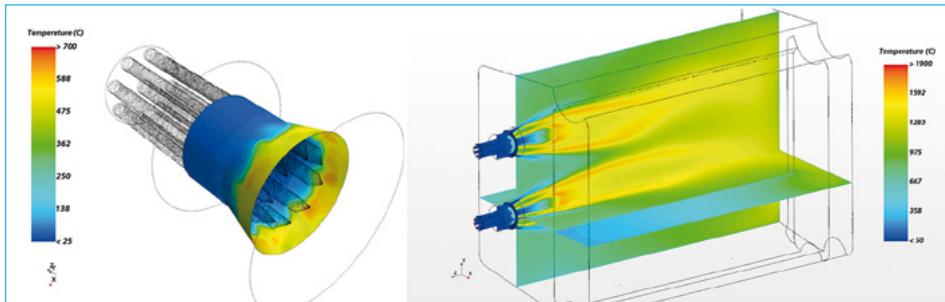


Abb. 7: Temperaturverlauf an der Sekundärluftkehle des Brenners (links) und im Feuerraum (rechts) im Betrieb mit 95 % Wasserstoff und 21 % Rauchgasrezi

Aufgrund des veränderten Temperaturprofils sind auch veränderte NO_x-Emissionen zu erwarten. Die Abbildung 8 zeigt im Wasserstoffbetrieb bei gleichem Rezianteil von 5 % ca. doppelt so hohe NO_x-Emissionen wie im Erdgasbetrieb.

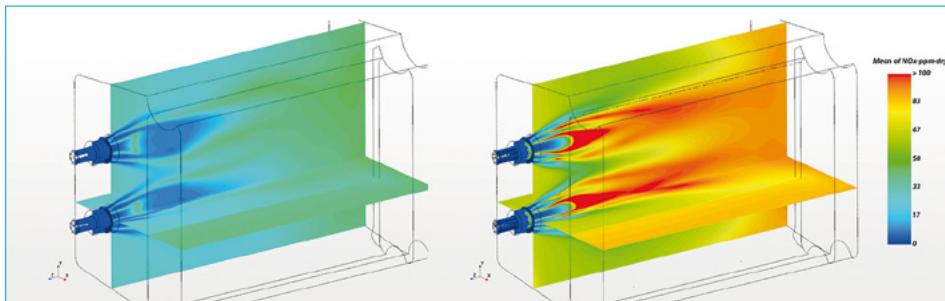


Abb. 8: NO_x-Emissionen im Erdgasbetrieb (links) und im Betrieb mit 95 % Wasserstoff (rechts), beides mit 5 % Rauchgasrezi

Über die zuvor beschriebene Maßnahme der Anhebung des Anteils an rezirkuliertem Rauchgas lassen sich die NO_x-Emissionen wieder auf einen zum Erdgasbetrieb vergleichbaren Wert absenken.

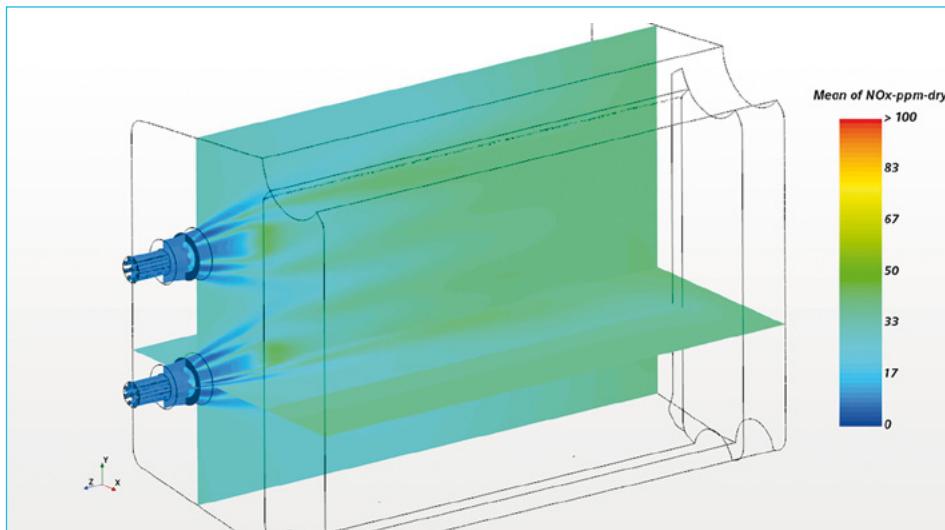


Abb. 9: NO_x-Emissionen im Betrieb mit 95 % Wasserstoff und 21 % Rauchgasrezi

4.2. Wärmetechnische Nachrechnung

Zur Bewertung der Machbarkeit bzw. der Auswirkungen des Brennstoffwechsels auf das Wasser-/Dampf-System wurden sowohl der Vollast- als auch der Mindestlastfall wärmetechnisch überprüft. Da zum Zeitpunkt der Studie noch nicht ausreichend Erfahrungen zur Flammenstrahlung in Brennkammern in Großdampferzeugern vorliegen, wurden für jeden Lastfall Rechnungen mit einer hohen Feuerraumbewertung (hohe Flammenstrahlung) und einer niedrigeren Feuerraumbewertung (niedrigere Flammenstrahlung) durchgeführt. Die Untersuchung zeigt bei hoher Feuerraumbewertung eine um 5 Kelvin niedrigere Temperatur am Austritt des Zwischenüberhitzers im Vergleich zum bisherigen Kohlebetrieb, bei niedriger Feuerraumbewertung ist der ZÜ-Einspritzkühler in Betrieb. Die erforderliche Einspritzwassermenge ist durch das Bestandssystem abgedeckt.

In der Zwischenzeit gesammelte Erfahrungen aus der Umrüstung eines Kleinkessels auf eine Wasserstofffeuerung zeigen, dass in der Praxis eine niedrigere Flammenstrahlung bzw. Feuerraumbewertung angesetzt werden muss.

Die Rauchgastemperatur steigt hinter dem Luftvorwärmer im Wasserstoffbetrieb bei Vollast erheblich an und liegt im betrachteten Fall über der maximal zulässigen Dauertemperatur des Abgassystems. Um die Temperatur abzusenken, kann eine Wassereindüsung nachgerüstet werden. Alternativ kann die Temperatur über einen Wärmetauscher abgesenkt werden, in dem Kondensat im Bypass zu den bestehenden ND-Vorwärmern aufgeheizt wird. Diese Lösung bietet einen Vorteil hinsichtlich des Wirkungsgrades der Anlage.

Insgesamt bestätigen die wärmetechnischen Untersuchungen die Machbarkeit der Brennstoffumstellung auf Wasserstoff.

5. Zusammenfassung und Ausblick

In der Studie wurde ein Konzept für den untersuchten Großdampferzeuger erarbeitet, mit dem eine Umstellung vom Betrieb mit Steinkohle auf Wasserstoff möglich ist. Hierfür ist die Installation neuer Brenner erforderlich. Die vorhandenen Brennerausbiegungen können weitestgehend unverändert bleiben. Frischluft- und Saugzuggebläse können weiterverwendet werden.

Das Frischluftsystem wird an die neue Anwendung angepasst und um ein Rauchgasrezirkulationssystem erweitert. Für die Brennstoffversorgung sind 16 neue Druckregel- und Brennerstationen notwendig, die jeweils eine Brennergruppe von drei Brennern regeln. Das Explosionsschutzkonzept ist für den Wasserstoffbetrieb anzupassen. Aus Sicherheitsgründen ist ein Stickstoffsystem zur Inertisierung von wasserstoffführenden Leitungen zu berücksichtigen. Zur sicheren und zuverlässigen Flammenüberwachung in der vorliegenden Eckenfeuerung werden 48 seitlich angeordnete Flammenwächter eingesetzt. Die Erhöhung der Abgastemperatur kann über eine Wasserquenche oder einen zusätzlichen Wärmetauscher abgefangen werden.

Mit diesem Konzept werden bei Vollast im Wasserstoffbetrieb NO_x-Emissionen erwartet, die erwartungsgemäß mit dem vorhandenen SCR-System auf den einzuhaltenden Grenzwert reduziert werden können.

6. Quelle

- [1] Schröder, V.: Explosionsgrenzen von Wasserstoff und Wasserstoff/Methan-Gemischen. Forschungsbericht 253. Bundesanstalt für Materialforschung und -prüfung. Berlin, 2002.

Mehr Wert.
Mehr Vertrauen.



**Zukunftsweisend,
innovativ und
ganzheitlich.**

**TÜV SÜD begleitet
Ihre Wasserstoff-
projekte von der Idee
bis zur Umsetzung.**

Bei TÜV SÜD setzen wir unser umfassendes Know-how und unsere Erfahrungen mit Wasserstoff und verwandten Technologien ein, um eine sichere und zuverlässige Entwicklung von Wasserstoff-Energielösungen zu unterstützen sowie zu begleiten – von der Erzeugung über die Lagerung und den Transport bis hin zur Anwendung in den verschiedensten Branchen.

Sie stehen vor komplexen Fragestellungen und brauchen individuelle Antworten?

Unsere interdisziplinären Expertenteams ermöglichen nicht nur die ganzheitliche Betrachtung Ihrer komplexen Wasserstoffprojekte, sondern entwickeln auch gemeinsam mit Ihnen individuelle Lösungen für verschiedenste Aufgabenstellungen.

Dies umfasst neben allen technischen Fragestellungen hinsichtlich der Konzeptentwicklung und -planung, der Eignungsprüfung, der Errichtung sowie dem sicheren Betrieb Ihrer Anlagen, auch Mitarbeiterschulungen im Bereich sicherer Umgang mit Wasserstoffsystemen.

Interesse an unserem Leitfaden zur H₂-Readiness von Gaskraftwerken? Sprechen Sie uns direkt an.

Umbaumaßnahmen an mit Erdgas befeuerten Dampfkesseln zum Einsatz von Wasserstoff unter Einhaltung der NO_x-Emissionen

Michael Beyer, Thomas Schmidt, Stefan Kohn und Jeremia Schreiber

1.	Beschreibung der bestehenden Dampfkesselanlage	63
2.	Wärmetechnische Überprüfung der bestehenden Kesselanlage.....	65
3.	Eigenschaften von Wasserstoff und Wasserstoff-Erdgas- gemischen für die Wärmeübertragung	67
4.	Untersuchte Szenarien für einen Brennstoffwechsel mit steigendem Wasserstoffgehalt im Brenngas.....	70
4.1.	Ist-Zustand-Bewertung, 100 % Erdgas ohne Abgasrezirkulation	70
4.2.	Szenario 75 Vol.% Erdgas / 25 Vol.% H ₂	71
4.3.	Szenario 50 Vol.% Erdgas / 50 Vol.% H ₂	72
4.4.	Szenario 25 Vol.% Erdgas / 75 Vol.% H ₂	74
4.5.	Szenario 75 % bis 100 % H ₂	76
5.	Umbaumaßnahmen für den Kessel	77
6.	Flammenkühler	78
7.	Fazit.....	80
8.	Quellen	80

1. Beschreibung der bestehenden Dampfkesselanlage

Am Standort besteht die Dampfkesselanlage aus drei identisch aufgebauten Kesseln (Abbildung 1) mit einer maximalen Dampfleistung von 55 Mg/h (t/h) bei einem Betriebsdruck von 6,5 MPa (65 bar) und einer Heißdampfttemperatur von max. 480 °C. Diese Dampfkessel wurden als Kohlekessel mit Rostfeuerung aus-

gelegt und errichtet. Später wurde der Rost außer Betrieb genommen und abgedeckt. Zur Feuerung wurden in die Vorderwände der Kessel je drei Dual-Fuel-Brenner eingebaut, um zwischen Erdgas und Schweröl umschalten zu können.

Eine Besonderheit in der Betriebsweise der Kessel ist der saisonale Einsatz für nur maximal 5 Monate im Jahr. In dieser Kampagne werden kontinuierlich Dampfmengen von 100 bis 130 Mg/h benötigt, die von den drei Kesseln bereitgestellt werden müssen. Demnach werden die einzelnen Kessel zwischen 33 Mg/h und 44 Mg/h (60 %-80 % der maximalen Dampfleistung) ohne Druckschwankungen betrieben. Bei Ausfall einer Kessellinie können die beiden verbleibenden Kessel fast uneingeschränkt die Produktion sicherstellen. Außerhalb des Kampagnenzeitraumes werden die Kessel abgeschaltet und mit Stickstoff trockenkonserviert. Damit sind die Kessel trotz des betagten Alters von fast 70 Jahren kaum thermisch beansprucht und nur geringen Druckänderungszyklen unterworfen. Kessel werden normalerweise auf min. 2000 Kaltstarts ausgelegt. Diese sind nicht annähernd erreicht und so erscheint eine Untersuchung eines weiteren Betriebes auch mit einem neuen Brennstoff – Wasserstoff bzw. Wasserstoff/Erdgasgemisch – sinnvoll.

Die zweite Besonderheit dieser Kesselanlage besteht darin, dass nicht die 13. BlmSchV, sondern die TA Luft angewendet wird und die Abgase der Feuerungsanlagen zur Trocknung eines Produktes genutzt werden. Neben den Grenzwerten, z. B. für Staub, Kohlenmonoxid usw., ist aktuell für Stickoxide ein Emissionswert von 240 mg NO_x/m³ n@3vol%O₂tr von der Behörde erlaubt. Nach dem Umbau sollen die Emissionswerte der 13. BlmSchV gegebenenfalls eingehalten werden. Diese liegen bei Jahresmittelwerten von 60 mg NO_x/m³ n@3vol%O₂tr. Dies ist bei den zunehmenden NO_x-Werten bei Brennstoffwechsel zu höheren Wasserstoffgehalten im Brennstoff durch die höheren Verbrennungstemperaturen zu berücksichtigen.

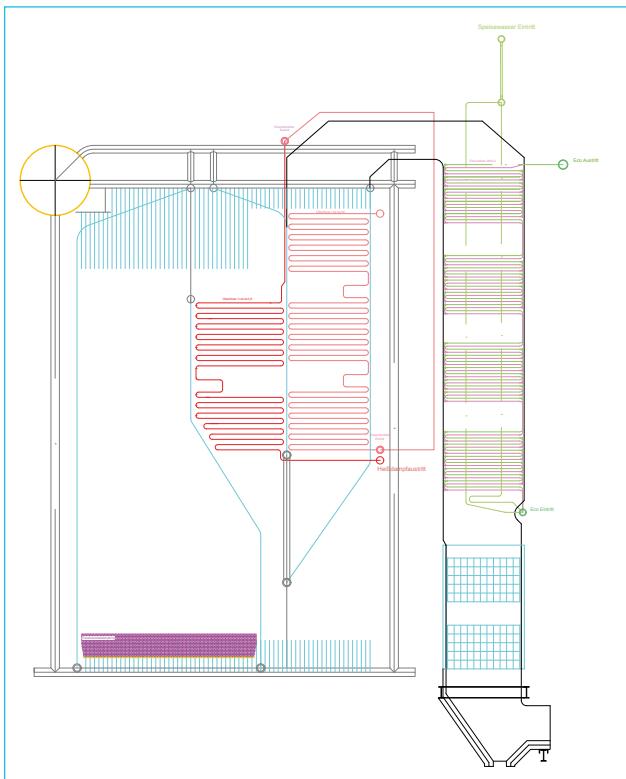


Abb. 1: Generalübersicht des Kessels (Längsschnitt)

2. Wärmetechnische Überprüfung der bestehenden Kesselanlage

Um notwendige Umbaumaßnahmen an dem Druckkörper der Kesselanlage beim Einsatz eines neuen Brennstoffes überhaupt bestimmen zu können, ist es zunächst notwendig, für den vorliegenden Ist-Zustand einen digitalen Zwilling zur Bestimmung der Wärmeübertragung in den Kesseln aufzubauen und die vorliegenden Temperaturmesswerte sowie die Werte der Durchflussmengen für Abgas und Medien bei dem vorliegenden Brennstoff im digitalen Zwilling in Deckung zu bringen. Auch wenn die vorhandenen Heizflächen aus der technischen Zeichnung richtig übernommen werden, gelingt diese Wärmeübertragungsanpassung nicht per se korrekt. Die Wärmeübertragungsberechnung kann nur nach Formeln einer idealen Anströmung vorgenommen werden, die in einem Kessel nur unzureichend vorliegen. Um einige Beispiele zu benennen: Wirbel durch Strömungsumlenkungen, Bypass-Strömungen an konvektiven Heizflächen sowie Strahlungsemissionen der Wände können in einer vereinfachten Wärmeübertragungsberechnung nicht ausreichend exakt berücksichtigt werden. Auch Bauabweichungen zu den Konstruktionszeichnungen

bleiben unberücksichtigt. Weiterhin werden Verschmutzungsbeläge und ihre Wärmeübertragungswiderstände in einer Berechnung nur pauschal, also prozentual (Erfahrungswerte) über den ganzen Kessel berücksichtigt, obwohl die Verschmutzung in Form und Stärke im Kessel durchaus ungleich verteilt sein kann. Somit können nach einer wärmetechnischen Nachrechnung eines Kessels große Diskrepanzen zu den Messwerten vor allem von Rauchgastemperaturen zwischen den Wärmeübertragern vorliegen, die als Anhaltswerte genommen und nur tendenziell genutzt werden (Tabelle 1).

Tab. 1: Vergleich der gemessenen und angepassten berechneten Rauchgastemperaturen bei 46 Mg/h in der Kesselanlage

	Messung	Berechnung	Abweichung	
	in °C	in °C	in °C	%
Rauchgas vor Eco* rechts	429,1	461,2	-42,5	-10,1 %
Rauchgas vor Eco links	408,3			
Rauchgas nach Eco rechts	184,6	193,3	-8,3	-4,5 %
Rauchgas nach Eco Links	185,5			
Rauchgas nach Luvo* rechts	139,5	147,7	-2,4	-1,7 %
Rauchgas nach Luvo links	151,0			

*Eco: Economizer, Luvo: Luftvorwärmer

Die starken Abweichungen sind begründet in der Lage der Temperaturfühler, die meistens am Rande der Kanäle weit von dem Strömungsschwerpunkt entfernt eingebaut sind. Sie werden von der Wandtemperatur stark beeinflusst. In Tabelle 1 sieht man, wie sich entlang des Rauchgaspfades die Abweichungen auch zu den gemittelten berechneten Temperaturen vermindern. Bei den Mediumstemperaturen und -mengen, also für Dampf vor und hinter den Überhitzern, sowie für Speisewasser vor und hinter den Economisern, fallen die Diskrepanzen weit geringer aus, da sie wesentlich genauer gemessen werden können. Sie sollten in der Größenordnung von Messgenauigkeiten der Messgeräte liegen.

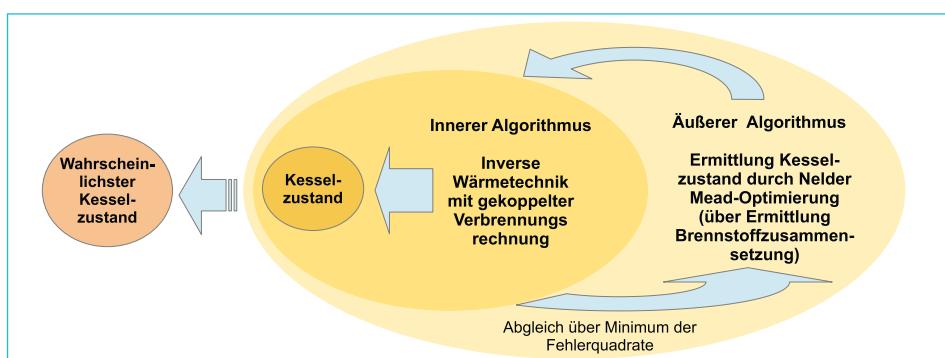


Abb. 2: 2-Schichten Modell der Ermittlung des wahrscheinlichsten Kesselzustandes [1]

Im Vergleich der Energie- und Massenbilanz zwischen Rauchgas und Medien wie Heißdampf bzw. Speisewasser können durch Minimierung der kleinsten Fehlerquadrate, d. h. die iterative Anpassung des gesamten wärmotechnischen Abbildes des Kessels an den wahrscheinlichsten Kesselzustand, die Verschmutzungs- bzw. Strömungsverhältnisse in den einzelnen Heizflächen bestimmt werden. Ausführlich kann das Verfahren unter [1] eingesehen werden (Abbildung 2). Mit dieser Anpassung ist ein digitaler Zwilling erzeugt, der die Effekte wie Verschmutzung und Strömungsverhältnisse in den Kesseln besser beschreibt und einer Fehleinschätzung für den Umbau bei einer Brennstoffveränderung vorbeugt.

3. Eigenschaften von Wasserstoff und Wasserstoff-Erdgas-gemischen für die Wärmeübertragung

Hinsichtlich der Brennstoffeigenschaften (Tabelle 2) von Wasserstoff bzw. Erdgas wird auf folgende Literatur verwiesen: [2][3][4][5]. Hier wird vor allem für Wasserstoff die Reaktionsfähigkeit bei einer sehr geringen Dichte aufgeführt, was zu höheren adiabatischen Verbrennungstemperaturen führt und auf die Brennertechnologie und Leitungsphilosophie einen starken Einfluss hat (z. B. Luft-Brennstoffverhältnis, Flammendurchschlag, geringere Wobbezahl usw.). Hierbei ist aber aus Sicht der Wärmeübertragung im Feuerraum zu ergänzen, dass die Strahlungsemissonsreiche der Wasserstoffflamme auch leicht niedriger sind als die einer Erdgasflamme. Gemäß der Dissertation von Hertel [8] verringert sich die Strahlungsemision von Flammen bei kohlenstoffhaltigen Brennstoffen mit dem Kohlenstoffanteil wegen der Reduktion der Rußpartikelstrahlung. Ob die Hertel-Flammenstrahlungsformel bei Wasserstoffanteilen über 75 Vol.% noch anwendbar ist, ist zurzeit wegen der geringen Erfahrungen und fehlender Forschung noch offen. Daher gibt es Unsicherheiten in den Wärmeübertragungsberechnungen bei hohen Wasserstoffgehalten. Auf jeden Fall wird die Wärmeübertragung vom Feuerraum in die Konvektionszüge verschoben. Weiterhin strahlt die Wasserstoffflamme im ultravioletten Bereich und ist für das menschliche Auge kaum zu erkennen. Es muss auf eine andere Flammenwächterphilosophie zur Flammendetektion geachtet werden. Dennoch zeigen Versuche an Gasbrennern der Firma DREIZLER, dass Wasserstoffflammen im Vergleich der typisch bläulichen Färbung von Erdgasflammen etwas rötlich-violett strahlen, was anscheinend auf ein Glühen der Brennermuffel und Mitriss von glühenden Eisenpartikeln zurückzuführen ist [5].

Tab. 2: Brennstoffeigenschaften von Wasserstoff und Erdgas [2][3]

Eigenschaften	Einheit	Erdgas H	Wasserstoff
Volumenspezifischer Heizwert	MJ/m ³ n	36,30	10,79
Massenspezifischer Heizwert	MJ/kg	49,22	120,9
Normdichte	Kg/m ³ n	0,738	0,089
Adiabatische Verbrennungstemperatur	°C	2055	2248
Volumenspezifischer Mindestluftbedarf	m ³ Luft/m ³ Brennstoff	9,63	2,38
Energiespezifischer Mindestluftbedarf	m ³ Luft/MJ Brennstoff	0,265	0,221
Wobbe-Index	MJ/m ³ n	47,94	41,04
Volumenspezifische Mindestabgasmenge	m ³ Abgas/m ³ Brennstoff	10,64	2,88
Energiespezifische Mindestabgasmenge	m ³ Abgas/MJ Brennstoff	0,293	0,267
Wasseranteil im Abgas bei $\lambda=1$	Vol.%	19,42	35,21
Emissionsgrad Abgas	-	0,233	0,3
Flammengeschwindigkeit laminar	cm/s	44,8 (CH ₄)	325
Untere Explosionsgrenze	Vol.%	4,4 (CH ₄)	4,0
Obere Explosionsgrenze	Vol.%	17,0 (CH ₄)	77,0
Sauerstoffgrenzkonzentration	Vol.%	9,9 (CH ₄)	4,4
Maximaler Explosionsdruck	MPa	0,81 (CH ₄)	0,83
Zeitlicher Druckanstieg (KG-Wert) KG = (dp/dt)max * V ^{1/3}	MPa/s*m	5,2 (CH ₄)	80
Mindestzündenergie	mJ	0,23 (CH ₄)	0,017
Zündtemperatur	°C	595 (CH ₄)	560

Die zweite wichtige Eigenschaft von Wasserstoff ist die höhere adiabatische Verbrennungstemperatur. Speziell bei Brennern mit unvermischten Brennstoff-/Luftzuführungen, wie es für Industriebrenner üblich ist, werden trotz höherer Luftüberschüsse lokal hohe Flammtemperaturen – sogenannte Hotspots – erzeugt, verursacht durch die extrem hohe Diffusionsfähigkeit von Wasserstoff. Die sehr hohe Reaktionsgeschwindigkeit von H₂ verursacht im Vergleich zu Erdgas kürzere Flammen mit etwas größerem Durchmesser. Eine reine Wasserstoffverbrennung ohne einen hohen Rezirkulationsanteil von Abgasen könnte die derzeit geltenden geforderten Emissionswerte von TA Luft bzw. der 13. BImSchV nicht einhalten und überschreiten diese teils um über das Dreifache [5]. Weiterhin werden die NO_x-Emissionswerte auf das wasserfreie Abgas bei 3 Vol.% Sauerstoff bezogen. Bei einem höheren Wasseranteil im Rauchgas, der bei der reinen Wasserstoffverbrennung bei 34 Vol.% gegenüber einer reinen Methanverbrennung von max. 18 Vol.% liegt, erhöht sich die NO_x-

Anforderung um 24 %, da sich durch die Wasserabscheidung vor der Emissionsmessung die Konzentrationen der Schadstoffe erhöhen. Die Anforderung an die NO_x -Emission, bezogen auf kWh bei gleichem Luftüberschuss, verschärft sich mit Zunahme des Wasserstoffanteils noch weiter (Abbildung 3). Der Wert von $100 \text{ mg NO}_x/\text{m}^3_{\text{n}@3\%O_2\text{tr}}$ entspricht für Erdgasfeuerung etwa ähnlich $100 \text{ mg NO}_x/\text{kWh}$, aber $73,5 \text{ mg NO}_x/\text{kWh}$ bei reiner Wasserstoffverbrennung. Das bedeutet, an die Verbrennung reinen Wasserstoffs werden in Bezug auf NO_x bei identischem Wert in $\text{mg/m}^3_{\text{n}@3\%O_2\text{tr}}$ etwa 36 % weniger Emissionen zugelassen – eine deutlich höhere Anforderung an die Feuerungsanlagen.

Dies liegt an dem geringeren Luftbedarf bei der Wasserstoffverbrennung bei gleicher Verbrennungsenergie. Hierbei sollten sich daher die zwischen Erdgas und H_2 identischen Emissionswerte besser auf den Heizwert, also in [mg/MJ] bzw. [mg/kWh] beziehen, um vergleichbar zu bleiben, wie dies auch in [6] beschrieben wurde. In dieser Untersuchung wurde dennoch die aktuelle Emissionsbestimmung betrachtet. Zur Einhaltung bedarf es nach dem heutigen technischen Stand eines höheren Luftüberschusses mit höherer Abgasrezirkulation, was mit Zunahme des Wasserstoffanteiles im Brenngas die Rauchgasmenge gegenüber der reinen Erdgasfeuerung erhöht und somit die Wärmeübertragung in die nachfolgenden Konvektivheizflächen verschiebt.

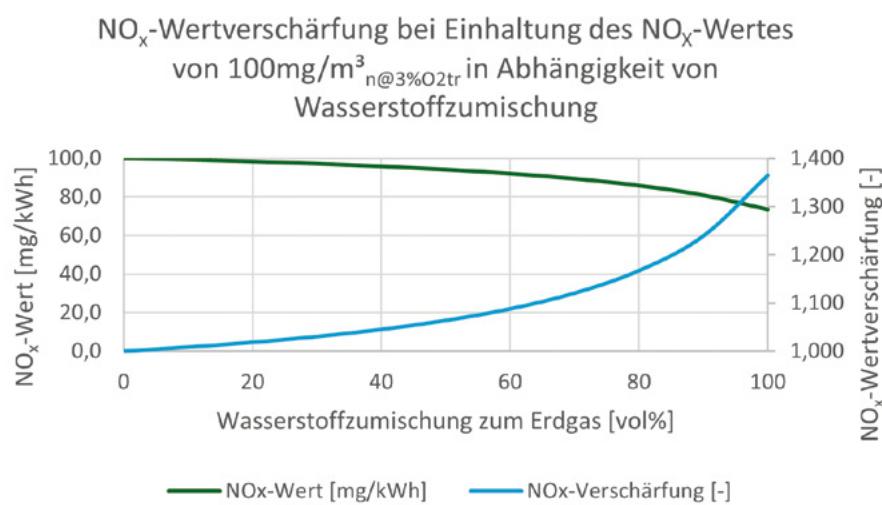


Abb. 3: NO_x -Emissionsverschärfung mit zunehmendem Wasserstoffanteil im Brennstoff

4. Untersuchte Szenarien für einen Brennstoffwechsel mit steigendem Wasserstoffgehalt im Brenngas

Zurzeit liegen dem Kesselbetreiber keine Angaben vor, wie und in welchem Umfang in der nächsten Zukunft Erdgas durch Wasserstoff ersetzt wird. Hierbei wurden folgende Szenarien durchgespielt, wie sich die verschiedenen Wasserstoffanteile im Brenngas auf die Brenneranlage und auf den Kessel auswirken. Wichtig ist nur, dass die bestehende Kesselanlage im Bereich von 35 Mg/h bis 55 Mg/h Dampfleistung die erforderliche Heißdampfttemperatur von 480 °C nicht überschreitet sowie bei Teillast, zum Schutz der Dampfturbine, die Heißdampfttemperatur nicht unter 440 °C fällt. Inwieweit dann die Rauchgase noch zur Trocknung eines Produktes geeignet sind, bleibt in dieser Studie unberücksichtigt.

4.1. Ist-Zustand-Bewertung, 100 % Erdgas ohne Abgasrezirkulation

Die zurzeit in der Vorderwand eingesetzten Brenner verfügen über ein Drallregister für die Verbrennungsluft, mit dem die Flammenform beeinflusst werden kann. Ohne Drall würde die Flammenlänge bei 13,4 MW Brennerleistung ca. 5,4 m betragen, wobei dafür der Wandabstand zur gegenüberliegenden Feuerraumwand zu kurz ist. Durch Verdrallung der Verbrennungsluft kann die Flamme bis auf die Länge des Feuerraumes gekürzt werden, wobei der Flammendurchmesser dabei um 17 % ansteigt. Mit dieser Einstellung können die drei Flammen nebeneinander gerade so in den Feuerraum mit leichter Berührung untereinander oder zu den Umfassungswänden des Feuerraumes eingebracht werden. Der Dual-Fuel-Brenner verfügt aber nicht über Low-NO_x-Features, wie z. B. eine gestufte Verbrennungsführung mit separaten Verbrennungszonen oder intensivierte feuerrauminterne Abgasrezirkulation. Das Grundemissionsniveau des Brennertyps liegt bei moderater Übertragungsflächenbelastung des Feuerraumes (ca. 0,3 MW/m²) bei ca. 180 mg NO_x/m³_{n@3%O2tr}. Die höhere Übertragungsflächenbelastung von ca. 0,53 MW/m² mit der Volumenbelastung von 0,68 MW/m³ führt zu einem Anstieg der NO_x-Emissionen um ca. 30 bis 40 mg/m³. Zusätzlich zu berücksichtigen ist der mit Stampfmasse bekleidete Boden des Feuerraumes, der das NO_x-Emissionsniveau um weitere ca. 20 bis 30 mg/m³ erhöht. In der Summe sind an dem Feuerraum mit Erdgas ca. 230 bis 250 mg NO_x/m³_{n@3vol%O2tr} zu erwarten. Somit sind die an den Kesselanlagen gemessenen NO_x-Emissionen als plausibel zu bezeichnen.

4.2. Szenario 75 Vol.% Erdgas / 25 Vol.% H₂

Die Mischung aus 75 Vol.% Erdgas und 25 Vol.% H₂ ist ein Szenario, welches realistisch werden könnte, wenn Wasserstoff in max. Menge in das Erdgas-Pipeline-Netz eingegeben werden würde. Der Deutsche Verband des Gas- und Wasserfaches (DVGW) hat Studien durchgeführt, wieviel H₂ in das bestehende Pipelinesystem zugegeben werden könnte, ohne einen schädlichen Einfluss auf das Rohrleitungsnetz und den Betrieb der angeschlossenen Endverbrauchsgeräte. Schon heute können bis zu 20 % Wasserstoff in dem bestehenden Erdgasnetz zugeführt werden. Möglich könnte eine Zugabe von bis zu 30 % Wasserstoff sein. Ein höherer Anteil an H₂ im Erdgasnetz ist aber mittelfristig nicht zu erwarten.

In dem Szenario werden keine spürbaren Abweichungen in den Flammendimensionen im Vergleich zu 100 % Erdgas feststellbar sein. Die Brenner und Gasstrecken könnten in dem Szenario mit kleineren Anpassungen wie Änderungen an den Gasdüsenbohrungen weiter genutzt werden. Der max. Brennstoffvolumenstrom für 55 Mg/h Dampfproduktion steigt um 21,5 % an, jedoch sinkt die Gemischdichte von 0,785 auf 0,612 kg/m³ ab. Der Druckverlust gasführender Rohrleitungen oder anderer Bauteile steigt daher nur um ca. 8,5 % an. Sofern der erhöhte Druck nicht zu einer Überschreitung des zulässigen Maximaldruckes einzelner Bauteile oder Armaturen führt und auch der Absicherungsdruck (Sicherheitsabblaseventil/Sicherheitsabsperrventil) nicht verändert werden muss, können die Gassicherheitsstrecken der Gasbrenner weiter genutzt werden. Die NO_x-Emissionen werden etwa denen vom Betrieb mit 100 % Erdgas entsprechen.

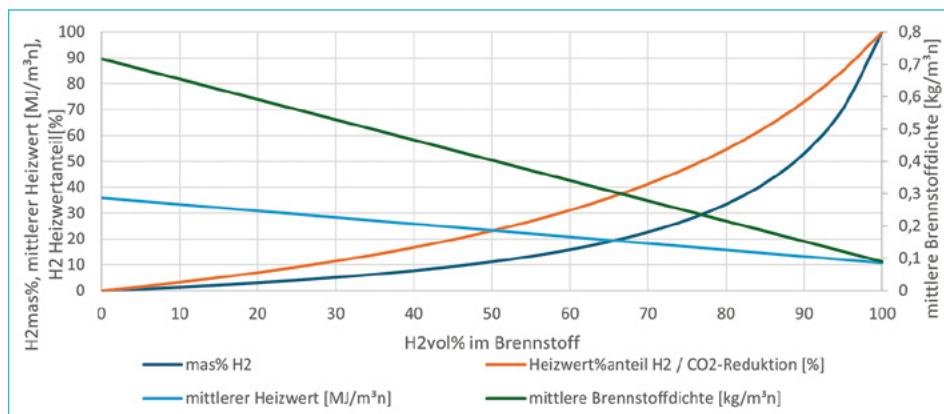


Abb. 4: Physikalische Werte eines H₂/CH₄-Brennstoffgemisches in Abhängigkeit zum volumetrischen Wasserstoffanteil im Brennstoff

Der Wasserstoffmassenanteil bei 25 Vol.% H₂ ist, wie Abbildung 4 zeigt, mit etwa 4 mas% in dem Szenario zu klein, um einen Anstieg von NO_x maßgeblich zu forcieren. Die Erhöhung wird sich im Rahmen der Messungenauigkeit bewegen. Energetisch wird dann maximal 10 % Erdgas ersetzt, was auch der Reduktion des Kohlenstoffdioxids im Abgas in gleicher Höhe entspricht. Es können jedoch Schwankungen von 0–25 Vol.% H₂ auftreten. Somit muss die Brennersteuerung in der Lage sein, die Fluktuationen im Luftbedarf auszuregeln. Eine Wobbezahlmessung mit Ausgabe des CARI (Combustion Air Requirement Index) ist nicht erforderlich. Eine O₂-Regelung oder alternativ O₂-/CO-Regelung wird jedoch dringend empfohlen. Diese Regelung kann neben den Schwankungen der Umgebungsbedingungen zusätzlich zumindest Anteile der Schwankungen in der Brenngaszusammensetzung egalisieren. Je nach Bauartzulassung der Sauerstoffmessung im Abgas und/oder der Regelung selbst sind ggf. Begrenzungen in der Bandbreite (z. B. max. +/- 10 % Regelabweichung zum Referenzpunkt) zu berücksichtigen. Eine Inertisierung der gasführenden Bauteile von den Brennerdüsen bis zu den Sicherheitsabsperrarmaturen ist in dem Szenario nicht erforderlich.

4.3. Szenario 50 Vol.% Erdgas / 50 Vol.% H₂

In diesem Szenario werden Erdgas und H₂ wahlweise gemischt oder über getrennte Versorgungsleitungen zur Feuerungsanlage herangeführt. Bezogen auf die Masse werden in diesem Szenario ca. 10,3 mas% H₂ zugeführt. Wird der Energieeintrag als Vergleichsbasis gewählt, so beträgt der H₂-Anteil 22,4 %. Aufgrund der erheblichen H₂-Gasmengen könnte ein solches Szenario realistisch werden, wenn z. B. an den Standorten der Feuerungsanlage Wasserstoff-Pipelines in der Nähe vorbeiführen und die Flexibilität bei der Versorgung mit den Brenngasen maximiert werden soll (Verfügbarkeit H₂/Erdgas, Preis H₂/Erdgas, Dekarbonisierung, Kosten für CO₂-Zertifikate, usw.).

Der Einsatz neuer Brenner und Gasstrecken wird hier erforderlich. Die Änderungen an den bestehenden Gasanlagen wären erheblich. Die Fließgeschwindigkeit steigt um über 50 % an. Viele Bauteile der Gassicherheitsstrecke (z. B. Gasfilter, Schnellschlussventil, Regler, ...) würden außerhalb der zulässigen Strömungsgeschwindigkeit betrieben. Außerdem steigt der Druckverlust der Gasinstillation um ca. 27 bis 30 % an. Somit wird der Absicherungsdruck anzupassen sein und ggf. auch der max. zulässige Eingangsdruck in einzelnen Bauteilen könnte überschritten werden. Es wird empfohlen, einen Brennertyp mit zwei Gaszuführungen/-verteilern zu benutzen, um eine maximale Flexibilität bei der Brennstoffnutzung zu ermöglichen.

Die Flammen werden bei 50 % H₂ bereits etwas kürzer und dafür breiter werden. Die sichtbare Flammenstrahlung ist bei 50 % H₂ im Gemisch bereits deutlich kleiner als bei Erdgas. Die optische/visuelle Einschätzung der Flammenabmes-

sungen ist dadurch nicht mehr so gut möglich wie bei 100 % Erdgas. Durch die Einstellung des Luftdralls können die Flammenabmessungen an den vorhandenen Feuerraum angepasst werden.

Die NO_x -Emissionen werden bei 50 Vol.% H_2 im Gasgemisch um ca. 30 bis 40 % höher erwartet. Statt ca. 240 mg $\text{NO}_x/\text{m}^3_{\text{n}@3\% \text{O}_2\text{tr}}$ mit Erdgas muss in diesem Szenario mit ca. 310 bis 335 mg $\text{NO}_x/\text{m}^3_{\text{n}@3\% \text{O}_2\text{tr}}$ gerechnet werden. Es ist nicht zu erwarten, dass die Behörde diese Erhöhung dulden wird. Daher werden Low- NO_x -Brenner mit einer externen Abgasrezirkulationseinrichtung erforderlich, nicht nur um die NO_x -Emissionen niedrig halten zu können, sondern auch um thermische Überbelastung an Brennerbauteilen zu vermeiden. Für die aktuelle Anordnung der Brenner wird ein NO_x -Emissionsniveau von 95 bis 125 mg $\text{NO}_x/\text{m}^3_{\text{n}@3\% \text{O}_2\text{tr}}$ bei 20 % externer Abgasrezirkulation abgeschätzt. Es sollte in diesem Fall für die Gassicherheitsstrecken und die Brenner auf H_2 -Readyness geachtet werden, um für eine spätere Vergrößerung des H_2 -Anteils vorbereitet zu sein. In Summe sind Luft- und Rezivolumenstrom im berechneten Fall größer als aktuell der Verbrennungsluftvolumenstrom für reinen Erdgasbetrieb. Die Abgasfeuchte steigt zudem stärker an. Dennoch besteht aufgrund der vorhandenen Luftvorwärmung keinerlei Gefahr von Kondensation an der Mischstelle zwischen Luft und Abgas, solange die Rezizugabe stromabwärts des Luvos (Luftvorwärmers) erfolgt. Welchen Einfluss die Rezirkulation darauf hat, ist unter [4] näher beschrieben. Wichtig ist, dass sich die Drehzahl des Rezigeblasses und der Reziklappe mit in die Verbundsteuerung sowie die Brennstoff-Luftverhältnisregelung integriert wird.

Die Brenngase könnten in diesem Szenario den Brennern separat oder gemischt zugeführt werden, wobei die Brennersteuerung auf die gewählte Option angepasst wird. Werden die Gase den Brennern gemischt zugeleitet, ist für das Gemisch eine CARI-Messung erforderlich. Die Luft- und Rezimengen sind dann anhand der tatsächlichen Gasqualität zu bemessen und einzustellen. Eine O_2 -Regelung kann optional zusätzlich benutzt werden.

Es erscheint sinnvoll, das Mischungsverhältnis zwischen Erdgas und H_2 durch eine Logik in der Steuerung vorgeben zu können. Verfügbarkeit und Kosten für die Energieträger könnten sinnvolle Führungsgrößen sein. Eine Inertisierung der H_2 -Gasleitungen stromab der Schnellschlussventile ist bei getrennter Gasführung erforderlich. Werden die Gase vor den Einritten in die Gasstrecken gemischt, ist die Inertisierung nicht notwendig.

Flammenrückschlagssicherungen sollten bei getrennter Gaszuführung in Erwägung gezogen werden, sofern die hundertprozentige Sauerstofffreiheit in den Gasleitungen nicht gewährleistet werden kann. Dabei sind auch Störfälle zu betrachten.

4.4. Szenario 25 Vol.% Erdgas / 75 Vol.% H₂

Dieses Szenarium mit 75 % Wasserstoff ist ausgewählt, da mit der Stadtgasverbrennung in den 1970er Jahren mit Wasserstoffgehalten von bis zu 70 Vol.% genügend Erfahrungen hinsichtlich der Verbrennung und Sicherheitstechnik vorliegen. Die Mischung trägt ca. 25,6 mas% H₂ und ca. 46,3 % der chemischen Enthalpie in den Verbrennungsprozess ein. Gegenüber Erdgas werden nur noch ca. 53,7 % CO₂ emittiert. Die Abgasfeuchte steigt bei Luftüberschusszahl 1,15 auf ca. 22,8 Vol.% an. Außerdem wird die Installation von Flammenruckschlageinrichtungen zu prüfen sein. Diese sind bisher normativ nicht gefordert, werden aber oft zum Schutz der Gasinstallation verbaut. Sollte unter ungünstigen Bedingungen (z. B. in einem Störfall) Luft oder Sauerstoff in die Gasleitung eindringen können, könnte es zu einem Flammenruckschlag in die vorgelagerte Gasinstallation kommen. Dies muss selbstverständlich sicher ausgeschlossen werden können.

Die neuen Brenner für dieses Szenario müssen gasseitig zumindest zweiflutig ausgerüstet sein. Es kann zudem erforderlich werden, je nach tatsächlicher Mischung, einen Gasring im Betrieb abzuschalten, z. B. wenn 100 % Erdgas mit kleiner Leistung gefeuert werden müssten. Das konkrete Layout der Anlage und der Brennersteuerung muss beim Engineering an die tatsächlich vorkommenden Mischungsverhältnisse angepasst werden. Dabei sind die Brenner für den Mischungsfall, der am häufigsten benutzt werden soll, optimal auszulegen. Die Flammenabmessungen sind bei 75 % H₂ bereits deutlich kürzer als bei 100 % Erdgas. Ohne Änderung an der Brenneranordnung wird eine sehr rasche Initialisierung der Verbrennung durch Rückstrahlung vom heißen Boden erwartet. Aus diesem Grund werden für die Absenkung der mittleren Flamenttemperatur ca. 25 % externe Rezi empfohlen. Dies würde die Flammenbildung verzögern und eine Flammenform ähnlich der Erdgasflamme ohne Rezi ermöglichen. Die Rezi muss über den gesamten Leistungsbereich zur Verfügung stehen. Die NO_x-Emissionen werden bei dieser Option bei max. ca. 380 mg/m³ (ohne externe Abgasrezirkulation) erwartet. Mit 25 % externer Abgasrezirkulation sind ca. 150 bis 175 mg NO_x/m³ n@3%O₂tr realistisch. Eine Absenkung auf unter 100 mg/m³ nur mit Primärmaßnahmen erscheint bei Beibehaltung der Brenneranzahl und Brenneranordnung als unrealistisch. Low-NO_x-Brenner können an den derzeitigen Einbauorten ihr NO_x-Minderungspotenzial nicht entfalten, da die Flammen sich berühren und die heiße Zone zwischen Boden und Brennergürtel erhalten bleibt. Ob mit dieser Abgasqualität der nachfolgende Trocknungsprozess für ein Produkt noch effizient durchgeführt werden kann, muss durch eine separate Bilanzierung geprüft werden. Spätestens dann kann es zu einer Umwidmung auf die 13. BImSchV mit den weit niedrigeren NO_x-Werten kommen. Daher muss höchstwahrscheinlich für dieses Szenario und für den Fall 100 % H₂ eine andere Brenneranordnung vorgesehen werden, die Vorteile in Bezug auf ein niedrigeres NO_x-Emissionsniveau gibt. Durch den Einbau der Brenner in den

Boden, wie es in Abbildung 5 dargestellt ist, kann auch die Anzahl der Brenner von drei auf zwei reduziert werden, da keine Begrenzung für die Flammenlänge im Feuerraum vorhanden ist, was auch zu einer Minderung der Brennerkosten führt. In diesem Fall sollte auch der ungekühlte gemauerte Feuerraumboden durch ein gekühltes Membranwandsystem ausgetauscht werden. Die mittlere Belastung aller Kühlflächen (MW/m^2) nimmt dabei ab, was zur Erhöhung der Feuerraumwärmeübertragung und einer NO_x -Minderung führt.

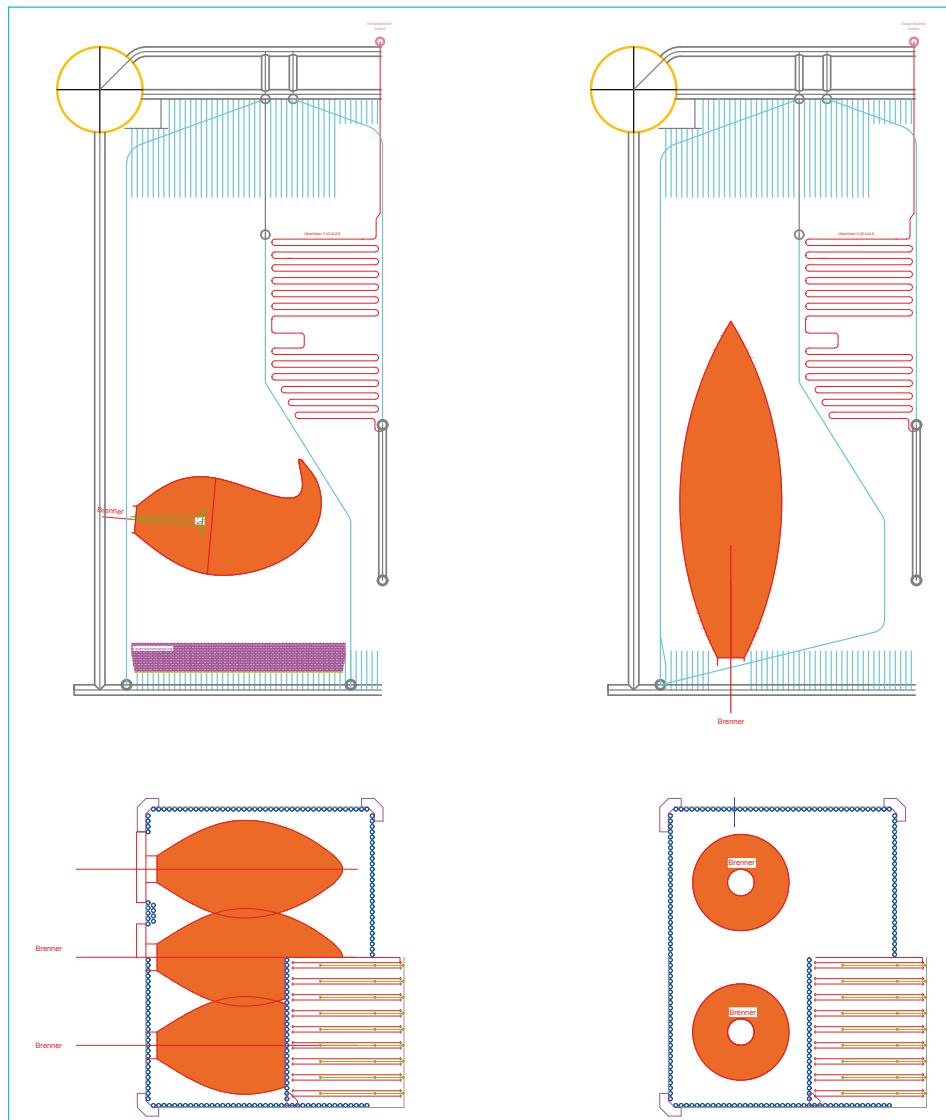


Abb. 5: Vergleich Brennerflammen von der Vorderwand zu denen vom gekühlten Boden

Auch in diesem Szenario sind Schwankungen im H₂-Anteil an der gesamten zugeführten chemischen Enthalpie zu berücksichtigen. Sollte der Wasserstoffanteil tatsächlich zwischen 0 und 75 % schwanken können, so sind besondere Dinge zu berücksichtigen. Es wird empfohlen, die Gase getrennt bis zum Brenner zu leiten und die Gasmengen separat zu messen, damit die Düsenauslegung der Brenner optimiert werden kann. Gegebenenfalls wird ein Gasring mit Erdgas und H₂ gespeist und ein zweiter Gasring nur mit H₂. Eine Zu- und Abschaltung eines der beiden Gasringe wird erforderlich, um den Brenner im gesamten Bereich mit akzeptablen Mischungsverhältnissen zwischen Brennstoff und Luft einzustellen zu können. Die mit Wasserstoff beaufschlagten Rohrleitungen sollten zwischen Schnellschlussventil und Brenneraustritt vor jedem Brennerstart mit Stickstoff inertisiert werden. Flammenrückschlagsicherungen in den Zuführungsleitungen zu den Brennern werden empfohlen. In Bezug auf die Abgasrezyklationseinrichtung gelten die Aussagen, welche wie im vorherigen Szenario dargestellt sind.

4.5. Szenario 75 % bis 100 % H₂

Das zu dem vorhergehenden Szenario Gesagte kann auch für das 100 % H₂-Szenario übernommen werden. Wird in der Mischung mehr als 75 Vol.% H₂ dem Verbrennungsprozess zugeführt, ist die Inertisierung der brennstoffführenden Leitungen in jedem Fall geboten, auch wenn eine Mischung von Erdgas und H₂ stromaufwärts der Feuerungsanlage erfolgt. Die Bodenbrenner sind hier wegen der NO_x-Werte auf jeden Fall erforderlich. Gegenüber der Erdgasfeuerung wird bei identischer Feuerungswärmeleistung etwa 17 % weniger Verbrennungsluft benötigt. Das eröffnet die Möglichkeit, den NO_x-Wert durch höhere extern rezirkulierte Abgasmengen zu vermindern. Die max. mögliche Abgasrezykulationsmenge ist aber vom Brennertyp abhängig. Mehr als 30 % externes Rezykulationsgas werden bei 100 % H₂ in der Regel der Verbrennungsluft nicht beigemischt, um die Flammenstabilität nicht negativ zu beeinflussen. So ist auch mit den Brennern im Boden eine Reduzierung der NO_x-Werte zurzeit begrenzt, auch wenn der Boden als gekühlte Membranwand ausgeführt wird. Die Anforderung von 60 mg NO_x/m³ n@3%O₂tr ist zurzeit von den Brennerherstellern für Brennstoffe mit über 75 % Wasserstoff kaum zu erfüllen.

Zu beachten ist weiterhin die erforderliche Durchlüftung der Abgasrezyklationseinrichtung. Zuerst werden der Feuerraum und die Abgaswege gespült, danach werden auch aus der Rezykulationsleitung die verbliebenen Abgase ausgeleitet. Zusätzlich muss vor jedem Brennerstart die Gaszuführung für H₂ von den Absperrarmaturen bis zu den Gasdüsen am Brenner inertisiert werden. Durch Eindringen von Luft in die Lanzen könnte sich ein brennbares Gemisch in den Gaszuführungsleitungen stromabwärts der Schnellschlussventile bilden und beim Brennerstart kann die Flamme in die vorgelagerten Bauteile zurück-

schlagen. In der Regel wird Stickstoff zum Ausblasen genutzt. Flammenrückslagsicherungen in den Gasstrecken können optional eingesetzt werden, um das H₂-Gasleitungsnetz im Werksgelände vor Flammenrückslägen zu sichern.

5. Umbaumaßnahmen für den Kessel

Die untersuchten Szenarien zeigen, dass bis zur Zumischung von 25 % Wasserstoff in den Bestandsbrennern nur eine leichte Erhöhung der NO_x-Bildung erfolgt. In diesem Fall braucht es zu keinerlei Umbaumaßnahmen am Druckkörper des Kessels kommen. Für Szenarien über 25 % Wasserstoff im Brennstoff müssen, um die NO_x-Werte in Grenzen zu halten, neue Ultra-Low-NO_x-Brenner eingebaut werden. In Abbildung 6 ist eine Übersicht der von ERK Solution GmbH empfohlenen Umbaumaßnahmen für diesen Kessel im Werk dargestellt. Es empfiehlt sich, diese neuen Brenner in den Boden des Feuerraums einzubauen, wobei der bestampfte Boden durch eine wassergekühlte Membranwand (4A) ersetzt wird, wobei die Brenneröffnungen in der Vorderwand (4B) geschlossen werden. Dies ermöglicht, die Anzahl der Brenner zu reduzieren (mit größerem Abstand zueinander), eine größere Feuerraumheizfläche zu erhalten, was die NO_x-Bildung an sich vermindert und den Wärmeeintrag in die nachfolgenden Überhitzer verringert. Dennoch werden durch die verminderte Flammenemission und die hohen notwendigen Rezimengen zur NO_x-Minderung die Rauchgaswärmen in die nachfolgenden konvektiven Heizflächen verschoben. Die vorhandene Anzahl der Überhitzerrohrreihen ist dafür zu groß. Eine Heißdampfregelung mit dem bestehenden Einspritzkühler über den erforderlichen Regelbereich ist damit nicht mehr gegeben. Daher ist es erforderlich, Überhitzerrohrreihen aus dem Vor- und Endüberhitzer (1,2) herauszuschneiden. Die notwendige Rohrreihenzahl wurde so bemessen, dass der vorhandene Einspritzkühler für alle Szenarien über 25 % Wasserstoff im Brennstoff die erforderliche Heißdampftemperatur von Minimallast bis Vollast mit externer Rezi halten kann. Weiterhin wird auch mehr Rauchgaswärme in den Rauchgasluftvorwärmer eingebracht, was kontraproduktiv wirkt durch eine Erhöhung der Lufttemperatur auf die Emissionsminderung der Stickoxide. Hier hilft der Ersatz eines Luftvorwärmerteils durch eine Erweiterung eines Speisewasser-vorwärmers (3) um 12,5 %. Somit kann auch der Kesselwirkungsgrad gehalten werden.

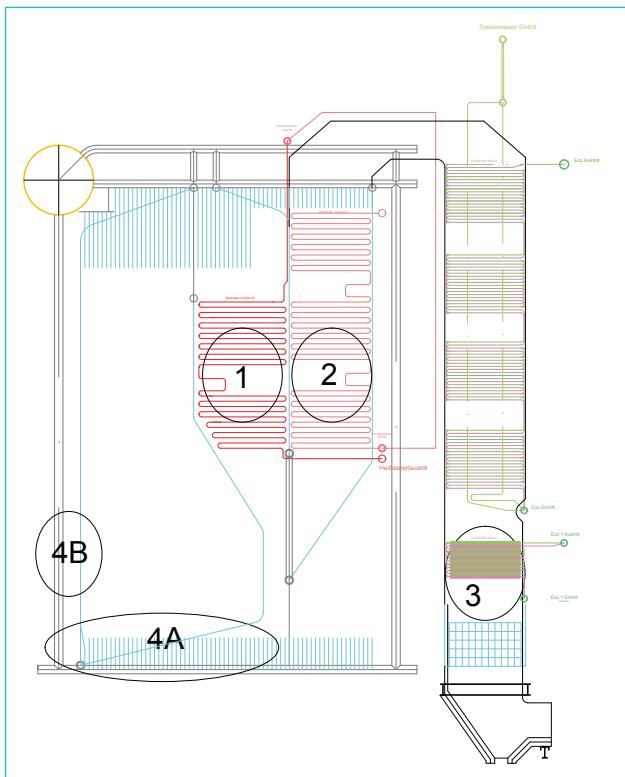


Abb. 6: Positionen der Umbaumaßnahmen in einer Kesselanlage am Druckkörper mit gekühltem Boden

Inwieweit die Rauchgase dann noch zur Trocknung geeignet sind, ist aber separat zu untersuchen. Entfällt die Trocknungsoption, ist zu empfehlen, weitere Wärmeübertrager anzuschließen, um die kostbare Wärme nicht ungenutzt zu verlieren. Rauchgaskondensatoren sind auf jeden Fall bei Brennstoffen über 75 % Wasserstoff einzusetzen, der auch die große Kondensatwärme nutzt, verursacht durch den hohen Wasseranteil im Rauchgas. Dies wurde nicht weiter untersucht.

In der Summe ist die Kesselanlage mit wenigen Umbaumaßnahmen auch für einen Betrieb mit hohen Wasserstoffanteilen im Brennstoff geeignet. Die Kosten dieser Maßnahmen sind weit geringer als die einer Errichtung einer Neuanlage.

6. Flammenkühler

Eine unabhängig vom verbauten Brenner mögliche Maßnahme zur NO_x -Minderung ist das Ausrüsten der Brenner mit dem von ERK entwickelten und getesteten Flammenkühler. Normalerweise wird an den Düsen der Brenner durch das einströmende Brennstoff-Luft-Gemisch ein Unterdruck erzeugt. Dieser

Unterdruck saugt sich im Feuerraum befindende Rauchgase (interne Rezirkulation) an und verursacht eine Mischung des Brennstoff-Luft-Gemisches mit den Rauchgasen, wodurch sich die Flammenform sowie die lokalen Temperaturen verändern. Die intern am Brennermund rezirkulierenden Rauchgase weisen eine hohe Temperatur auf, welche deutlich höher als die zugeführte Frischluft-Brennstoff-Mischung ist. Leider steigt mit zunehmender Temperatur auch die Viskosität von Gasen an. Entsprechend besitzen die Rauchgase eine deutlich höhere Viskosität als das Frischluft-Brennstoff-Gemisch, was deren Einmischung in die Flamme begrenzt. Das verhindert eine effiziente feuerraum-interne Rezirkulation und somit eine weitergehende NO_x-Reduktion. Um den Effekt der feuerrauminternen Rezirkulation zu optimieren, bietet sich eine gezielte Abkühlung der intern rezirkulierenden Rauchgase an, wodurch eine Anpassung der Viskosität an das zugeführte Luft/Brennstoffgemisch erfolgt. Dadurch werden eine bessere Vermischung mit dem Brennstoff-Luft-Gemisch erreicht und die lokalen Flammentemperaturen und entsprechend die NO_x-Bildung gesenkt. Diese den Fuß der Flamme umschließende Kühlstruktur wird daher von ERK Solution GmbH als Flammenkühler bezeichnet. In Abbildung 7 ist beispielhaft ein Flammenkühler in Tulpenform für eine Brennerleistung von 4 MW abgelichtet und zwei geometrische Flammenkühlerformen (Tulpenform, Wendelform) dargestellt.



Abb. 7: Beispiel einer Brennerkorbkühlung in Tulpenform für einen 4 MW Brenner und Geometrie in Tulpen- und Wendelform [7]

Durch den Einsatz eines Flammenkühlers kann, wie in [7] beschrieben, über den gesamten Leistungsbereich des Brenners eine durchschnittliche Senkung der NO_x-Emissionen von 25 % erzielt werden. Gerade im Szenarium mit Wasserstoff bis 25 % Anteil im Brennstoff steigt der NO_x-Emissionswert nur leicht an. Sollte die geringe NO_x-Erhöhung in diesem Fall behördlich nicht toleriert werden, kann ein Einbau des Flammenkühlers eine sehr kostengünstige Alternative zu einem neuen Brenner bzw. einer Nachrüstung einer externen Rauchgasrezirkulation sein.

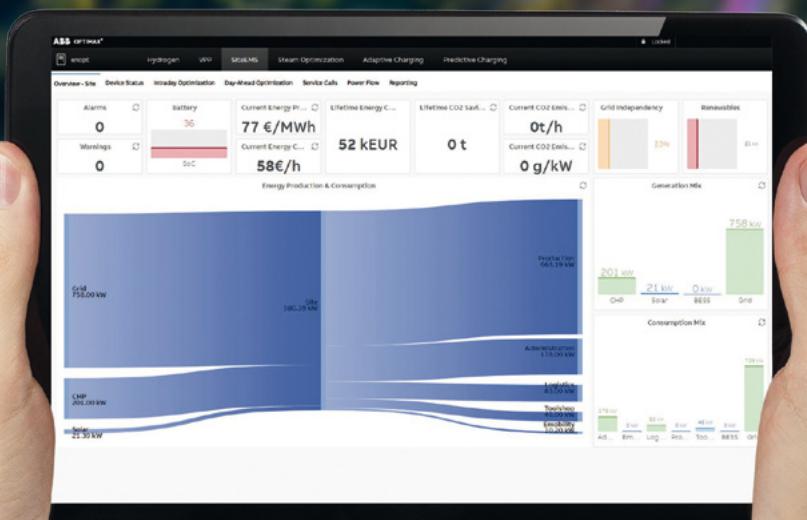
7. Fazit

Die Untersuchungen zeigen, dass die Dampfkesselanlage durch geringe bauliche Maßnahmen am Druckkörper auch für den zukünftigen Brennstoffeinsatz mit bis zu 100 Vol.% Wasserstoff weitergenutzt werden kann. Bis zu einer Einmischung von 20 bis 30 Vol.% Wasserstoff in das Erdgasnetz muss wegen des geringen Wasserstoffmassenanteils an den Kessel keine Änderung vorgenommen werden. Sollten die ansteigenden NO_x -Emissionswerte dabei behördenseits nicht akzeptiert werden, gibt es durch den von ERK Solution GmbH entwickelten Flammenkühler für die Bestandsbrenner kostengünstige NO_x -Reduktionspotenziale. Für höhere Wasserstoffanteile am Markt wird es zusätzlich ein separates Wasserstoffnetz geben. Spätestens dann sollten die vorhandenen Brenner durch Ultra-Low- NO_x -Brenner, am günstigsten im gekühlten Boden, ersetzt werden. Durch die vorhandenen drei Kessel ist ein sukzessiver Umbau der Kessel nacheinander passend zum Wasserstoffangebot möglich. Die NO_x -Emissionsgrenzwerte der 13. BlmSchV von $60 \text{ mg NO}_x/\text{m}^3_{n@3\% \text{O}_2\text{tr}}$ sind eine hohe, kaum zu erfüllende Anforderung für heutige Ultra-Low- NO_x -Brenner mit hohen Wasserstoffanteilen im Brennstoff. Zusätzlich benachteiligen diese den Brennstoff Wasserstoff gegenüber dem Erdgas und es empfiehlt sich, die NO_x -Emissionswerte auf den Heizwert/Brennwert zu beziehen, um diesen Nachteil aufzuheben.

8. Quellen

- [1] S. Kohn: *Methode der Prozessgüteüberprüfung von Kesselsystemen für die Erneuerbare Energieerzeugung aus hochverschmutzenden Brennstoffen mittels stochastisch-heuristisch gestützter Bilanzierung* (Dissertation in Vorbereitung), Berlin 2025.
- [2] V. Schröder, E. Askar, T. Tashqin, A. K. Habib: *Sicherheitstechnische Eigenschaften von Erdgas-Wasserstoff-Gemischen*, Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben 2539, BAM 2016.
- [3] D. Bernhardt, R. Wilhelm, J. Götze, M. Beckmann: *Auswirkungen der Substitution von Erdgas durch Wasserstoff in Industriefeuerungen Experimentelle Untersuchungen und CFD-Simulationen an Pilotbrennern*, Wasserstoff 2023, Herausgeber: M. Beckmann, KWTK Dresden 2023, S. 113–125.
- [4] R. Wilhelm: *H₂-ready! – Erfahrungen und Anwendungsbeispiele aus der Feuerungstechnik*, Wasserstoff 2022, Herausgeber: M. Beckmann, KWTK Dresden 2022, S. 73–83.
- [5] J. Leicher, A. Giese, K. Görner, D. Dreizler: *Wasserstoff und Erdgas-Wasserstoff-Gemische als Dekarbonisierungsoption*, Wasserstoff 2022, Herausgeber: M. Beckmann, KWTK Dresden 2022, S. 117–127.
- [6] J. Leicher, A. Giese, K. Görner: *Wasserstoff als Brennstoff Stickoxidemissionen in technischen Verbrennungsprozessen*, Wasserstoff 2023, Herausgeber: M. Beckmann, KWTK Dresden 2023, S. 145–157.
- [7] M. Beyer, T. Schmidt, M. Nowitzki: *Untersuchungen zur NO_x -Reduktion an Erdgasflammen durch zwei verschiedene Flammenkühlerkonstruktionen*, vgbe 12/2024, S. 67–74 sowie Kraftwerkstechnik 2024, Herausgeber: M. Beckmann, KWTK Dresden S. 313–334.
- [8] T. Hertel: *Ein Modell für die Berechnung der Gasstrahlung und seine Anwendung bei der Entwicklung eines einfachen Feuerraum-Berechnungsverfahrens*. Dissertation, Technische Hochschule Darmstadt 1992.

MIT OPTIMAX® ZUM GEWINNER DER ENERGIEWENDE WERDEN



Weitere
Informationen



INDAVER

INDUSTRIELLE ABFALLVERWERTUNG UND ENTSORGUNG IN DER CIRCULAR ECONOMY

DAMIT AUS RESTSTOFFEN ROHSTOFFE WERDEN



INDAVER

IHR PARTNER FÜR DIE
KREISLAUFWIRTSCHAFT

Noch keinen Partner? Kontaktieren Sie uns:
06258 / 895-0

Realisierung einer Low-NO_x-Feuerung mit variablem Wasserstoff-Erdgas-Gemisch hoher Konzentration an einem Hochtemperatur-Prozesswärme-Erzeuger

Bert Zimmermann, Giuliano Rossi und Thomas Wünsch

1.	Einleitung	83
2.	Aufgabenstellung.....	84
3.	Lösungsansatz.....	86
4.	Ausführung	88
5.	Inbetriebsetzung und erste Betriebserfahrungen	90
6.	Ausblick	92
7.	Quellen	92

1. Einleitung

Die Energiewende stellt uns vor die Aufgabe, fossile Energiequellen durch regenerative zu ersetzen. Ein besonderes Augenmerk liegt hierbei auf Wasserstoff, welcher ohne die Bildung von CO₂ in Energie umgesetzt werden kann. Dadurch entsteht kein Eintrag dieses Treibhausgases in die Atmosphäre, was auch gegenüber anderen regenerativen Energiequellen wie z. B. Biomasse einen Vorteil bedeutet.

Wasserstoff steht allerdings im Gegensatz zu fossilen oder biogenen Brennstoffen nicht in der Natur zur Verfügung, sondern muss mit relativ hohem Aufwand gewonnen werden, sofern er nicht als Reststoff aus technischen Prozessen hervorgeht. Daher ist die Verfügbarkeit derzeit stark eingeschränkt und entsprechend wenige Anlagen gelangen von der Planung zur Ausführung.

Zudem stellt Wasserstoff aufgrund seiner physikalisch-chemischen Eigenschaften höhere Anforderungen sowohl an die Handhabung als auch an die Technologie der Energiegewinnung. Als Beispiele seien die große Zündfähigkeit und die hohen Verbrennungstemperaturen sowie die enorme Flammengeschwindigkeit genannt. Dadurch ist der Aufbau von Energieanlagen auf Basis von Wasserstoff erheblich aufwendiger.

Die gegenüber Erdgas erhöhte Flammentemperatur stellt nicht nur besondere Anforderungen an die Materialauswahl, sie sorgt auch für eine gesteigerte Bildung von Stickoxiden. Bei der heute weit verbreiteten Festsetzung von Emissionsgrenzwerten in volumetrischen Einheiten, z. B. in $\text{g NO}_x/\text{m}^3$ Abgas, wird Wasserstoff benachteiligt. Durch geringeren Luftbedarf und höheren Feuchtegehalt ergeben sich wesentlich geringere, trockene Abgasvolumina. Die Massenemission bei gleichbleibendem Emissionswert in g/m^3 liegt für Wasserstoff daher um ca. ein Viertel niedriger als für Erdgas.

Zusätzlich werden die meisten solcher Anlagen zurzeit als bivalente Systeme mit einem zusätzlichen fossilen Energieträger ausgeführt, um die begrenzte Verfügbarkeit von Wasserstoff zu überbrücken.

Dies war auch eine der Voraussetzungen im vorliegenden Fall, in dem wir die Verbrennung von Wasserstoff zur Erzeugung industrieller Prozesswärme betrachten.

2. Aufgabenstellung

Angefordert war eine Zwei-Gas-Feuerung in Duoblock-Bauweise, die Wasserstoff und Erdgas sowohl synchron als auch alternativ verbrennen sollte. Der Einsatz war an einem Hochtemperatur-Prozesswärmeerzeuger OMP10000 in Medienrohr-Bauweise (Abbildung 1) mit integrierter Luftvorlage des Herstellers Cannon Bono aus Peschiera Borromea (MI), IT, vorgesehen. Die Auslegungsdaten für die Feuerungen sind in Tabelle 1 zusammengefasst.

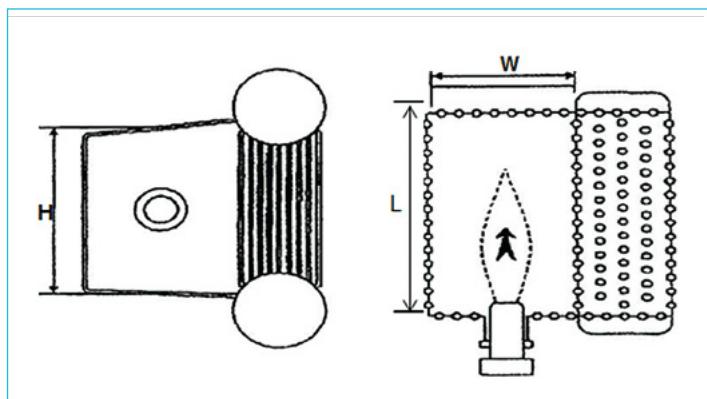


Abb. 1: Prinzipskizze Wärmeerzeuger

Die gesamte Anlage sollte in zweifacher Ausführung bei einem Hersteller chemischer Grundstoffe in Binzhou, Provinz Shandong, China, als Erweiterung bestehender Installationen aufgestellt und in Betrieb genommen werden. Aus diesen Prozessen würde der Wasserstoff bereitgestellt werden.

Tab. 1: Angaben zum Wärmeerzeuger

Wärmeträger	Thermalöl
Nennwärmeleistung QN	n. a.
Wirkungsgrad	n. a.
Feuerungswärmeleistung QF	7.900 kW
Anzahl Brenner	1
Feuerraumwiderstand	20 mbar
Medientemperatur	280 °C
Abgastemperatur (nach LuVo)	170 °C
Feuerraumlänge	< 5.000 mm
Feuerraum W x H	< 2.500 x 2.500 mm
Brennstoff 1	Erdgas
H _i 1	ca. 10 kWh/m ³
Gasdurchsatz 1	790 m ³ /h
Modulationsverhältnis 1	1 : 5
Gasvordruck	approx. 160 mbar
Brennstoff 2	Wasserstoffgas
H _i 2	2,99 kWh/m ³
Gasdurchsatz 2	2633 m ³ /h
Modulationsverhältnis 2	1 : 3... 1 : 4
Umgebungsbedingungen:	
Verbrennungsluft	150–180 °C
Atmosphäre	ATEX Zone 2
Aufstellhöhe	0 m ü. N. N.
Aufstellung	außen
El. Stromversorgung:	
Spannung	
Leistungsteil	380 / 400 V
Steuerungsteil	220 / 230 V
Frequenz	50 Hz
Schutzgrad IP65	

Vorgegebene Emissionsgrenzwerte

NO_x bei Erdgas: < 80 mg/m³ i. N. @ 3,5 % O₂

NO_x bei Wasserstoff: < 100 mg/m³ i. N. @ 3,5 % O₂

CO bei Erdgas: n. a.

Die Verbrennung von Wasserstoff und Erdgas in veränderlichen Mischungsverhältnissen stellt eine besondere Herausforderung für die Regelung der Feuerungsanlage dar. So verringert sich bei der Verbrennung von Wasserstoff gegenüber Erdgas der Wobbe-Index und damit die Leistung bei konstantem Gasdruck um ca. 10–15 % und der Luftbedarf um ca. 17 % bei gleichbleibender Leistung [1]. Zusätzlich wird ein Verbrennungsluftgebläse aufgrund des bei Wasserstoff um knapp 10 % geringeren Abgasvolumens [2] und damit sinkenden Feuerraumwiderstands entsprechend mehr Luft fördern.

Der Umschaltvorgang von Erdgas auf Wasserstoff bzw. die Erhöhung des Wasserstoff-Anteils in Gemischen ist somit weitgehend unkritisch, während in umgekehrter Richtung entsprechende Sicherheitsmaßnahmen getroffen werden müssen, um Überlast und unvollständige Verbrennung zu verhindern.

3. Lösungsansatz

Die Konzeption und Herstellung der Feuerungen erfolgte bei ELCO Burners GmbH in Pirna. Dort werden innerhalb der Ariston Burners Division die Kapazitäten für die Entwicklung, Konstruktion und Fertigung von Öl-, Gas- und Zweistoffbrennern mit Leistungen ab 2.000 kW bereitgestellt.

Die Vorgabe „Duoblock-Brenner für zwei verschiedene Brenngase“ erfordert Brenner der Baureihe ELCO RPD. Auf Grundlage der vom Kunden zur Verfügung gestellten Daten wurde zunächst aus den verschiedenen Technologien eine passende Misch-Zündeinrichtung gewählt. Mithilfe des von der Forschungs- und Entwicklungsabteilung programmierten Algorithmus für die Vorhersage der zu erwartenden Schadstoff-Emissionen wurde bei konservativer Betrachtung ein Bedarf an externer Abgasrückführung von bis zu 20 % (Vol.) ermittelt. Dies führte bei der Auswahl des Brenners zur Baugröße RPD 60 (Leistungsbereich 2 – 14,5 MW) und auch beim Gebläse zu entsprechender Dimensionierung, um eine direkte Abgasrezirkulation über die Verbrennungsluft realisieren zu können.

Zur bestmöglichen Kontrolle über die beiden Brennstoffe wurde ein Doppel-Gaskopf ausgelegt, der in Abbildung 2 mit farbig abgehobenen Wasserstoffflanzen zu sehen ist. Dieser ermöglicht nicht nur eine separate Steuerung der Gasmengen und damit des Erdgas-Wasserstoff-Gemisches, sondern erlaubt auch auf den jeweiligen Brennstoff optimierte Gasdüsen.

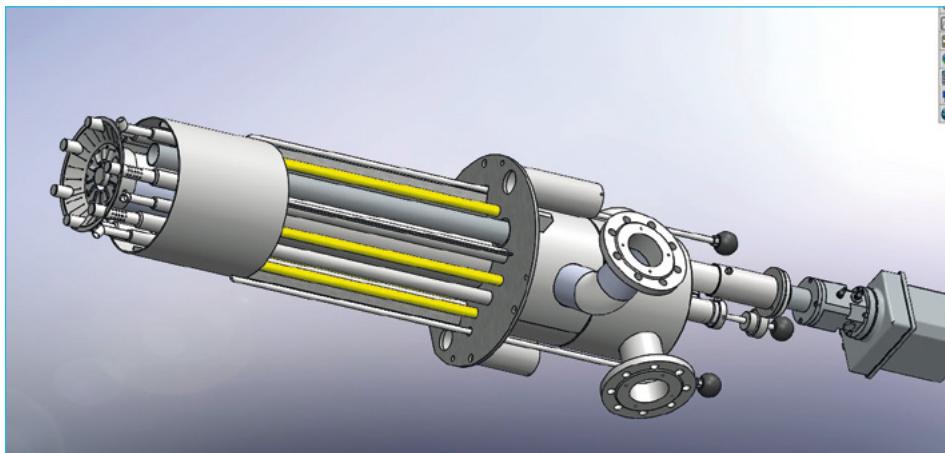


Abb. 2: Misch-Zündeinrichtung in Zweigas-Ausführung

Für den Einsatz von Wasserstoff sind eine Stickstoffspülung der gasführenden Bauteile stromabwärts der 1. Sicherheitsabsperreinrichtung bis zur Gasregelklappe sowie der Einsatz einer Flammenrückschlagsicherung empfohlen.

Die Zündung der Wasserstoffhauptflamme erfolgt über einen Zündbrenner, der mit Erdgas betrieben wird. Prinzipiell ist eine Zündung auch mit einem für Wasserstoff ausgelegten Zündbrenner möglich. In diesem Fall hat man sich jedoch für Erdgas entschieden, da dieser Brennstoff permanent auf der Anlage verfügbar ist.

Vorrangig sollte der Regelbetrieb mit Wasserstoff erfolgen. Für den Fall, dass dieser nicht in ausreichender Menge zur Verfügung steht, soll eine entsprechende Menge an Erdgas beigesteuert werden. Dieses Konzept sollte in der von Cannon Bono beigestellten Steuerung programmiert und über einen Drucksensor in der Wasserstoffversorgung als Führungsgröße realisiert werden.

Die schwach bläuliche, fast unsichtbare Wasserstoffflamme wird durch einen optischen Flammenfühler, der sowohl im UV- als auch im IR-Frequenzbereich arbeitet, zuverlässig erkannt, sicher überwacht und ausgewertet. Zur Überwachung der Verbrennung ist zudem eine Messung des Restsauerstoffgehalts vorgesehen.

Gefordert war außerdem die Ausführung des Brenners, wie in Abbildung 3 dargestellt, ohne Luftvorlage, da diese bereits in den Kessel integriert ist, um die auf bis zu 175 °C vorgewärmte Verbrennungsluft effizient und sicher dem Brenner zuzuführen.

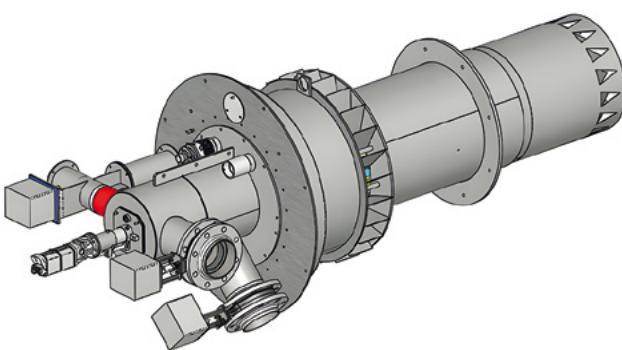


Abb. 3: CAD-3D-Ansicht ELCO Duoblockbrenner RPD60 GG-EU1 HL

Die Verbrennungsluft wird dem RPD- Brenner als Primär- und Sekundärluftvolumenstrom zugeführt. Die regelbare Primärluft, deren Anteil kleiner als 10 % des Gesamtluftvolumenstroms beträgt und direkt im Zentrum der Misch- und Zündeinrichtung austritt, ermöglicht die Optimierung des Zündvorgangs, der Verbrennungsqualität und auch des Regelverhältnisses. Ebenfalls regelbar wird der Hauptvolumenstrom als Sekundärluft eingeleitet und umströmt den größeren Teil der Mischeinrichtung.

Nicht zuletzt unterlag das Konzept der Vorgabe einer explosiven Atmosphäre der Klasse ATEX Zone 2. Daher wurden u. a. pneumatisch betätigtes Sicherheitsabsperrventile in der Wasserstoff-Gasstraße sowie weitere entsprechend geschützte elektrische Bauteile vorgesehen.

Die mehrere Jahrzehnte umfassende Erfahrung von ELCO in der Verbrennung von Wasserstoff allein und zusammen mit anderen Brennstoffen führte somit zu einem Angebot, das ausschlaggebend für die Vergabe dieses Auftrags war.

4. Ausführung

In der praktischen Umsetzung verzichtete der Kunde gegen die Empfehlung der ELCO-Konstruktionsabteilung zwecks Reduktion der Kosten auf die Flammenrückschlagsicherung in der Wasserstoff-Gasstraße. Stattdessen erhielten die Wasserstoff-Gaslanzen jeweils Siebe zum Schutz vor Flammenrückschlag. Die Erdgasstrecke wurde im Gegensatz zur Wasserstoffstrecke mit kostengünstigen Gasmagnetventilen ausgerüstet.

In Abbildung 4 ist der fertig installierte Brenner am Wärmeerzeuger 1 zu sehen, während Abbildung 5 die Gesamtanlage mit dem gemeinsamen Schornstein zeigt.



Abb. 4: Installation ELCO RPD 60 GG-EU1 HL an Cannon-Bono OMP10000

Der Wasserstoff wird anlagenseitig nicht in Reinform, sondern mit einer Beimischung von ca. 5 % (Vol.) Wasserdampf geliefert, was für chemische Prozesse üblich ist. Aus der Erfahrung heraus war dies bei der Auslegung durch ELCO Burners GmbH berücksichtigt worden.

Für den Betrieb wurde entschieden, zunächst die Erdgas-Hauptflamme über den Zündbrenner zu zünden und erst nach Erreichen des Regelbetriebs auf Wasserstoff zu wechseln.

Dabei wurden zur Absicherung der Verbrennungsqualität zwei Restsauerstoffmessungen im Abgas installiert. Bei Überschreiten eines programmierten Grenzwerts für die Abweichung zwischen den beiden Messwerten wird eine Störabschaltung ausgelöst.

Sämtliche Regelfunktionen inklusive Feuerungsautomat und Verbundregler werden über die von Cannon Bono gelieferte Steuerung ETC 6000 realisiert.



Abb. 5: Außenansicht der beiden Wärmeerzeuger.

5. Inbetriebsetzung und erste Betriebserfahrungen

Die Inbetriebnahme der beiden Feuerungen erfolgte im Februar 2023 durch je einen Techniker von Cannon Bono und ELCO im Zeitraum von gut zwei Wochen. Dies beinhaltete sowohl die Kalt- als auch die Warminbetriebnahme.

Aufgrund der großen Entfernung vom Herstellerwerk wurden für verschiedene Komponenten der Misch-Zündeinrichtung alternative Bauteile zusammen mit den Brennern verschickt, um bei Bedarf unmittelbar vor Ort handlungsfähig zu sein. Die konstruktive Auslegung der Brenner erwies sich jedoch als passgenau, sodass die beiden Feuerungen mit wenigen mechanischen Einstellarbeiten an die Anlage angepasst werden konnten.

Ein weiterer Teil entfiel auf die Programmierung der Brennstoff-Luft-Verhältnisregelung mit besonderem Augenmerk auf die Verhältnisse bei Wechsel der Zusammensetzung des Gasgemischs. Letztlich stand stets so viel Wasserstoff zur Verfügung, dass maximal 25 % der Leistung über Erdgas abgedeckt werden mussten.

Die Emissionsgrenzwerte für Stickoxide konnten über den gesamten Leistungsbereich sowohl für Erdgas als auch für Wasserstoff nicht nur eingehalten, sondern zum Teil weit unterschritten werden, wie aus Tabelle 2 ersichtlich ist.

Dafür wurde selbst bei Wasserstoff eine Abgasrückführung von nur ca. 16 % benötigt, also 4 Prozentpunkte weniger als nach Auslegung erforderlich.

Tab. 2: Auszug aus dem Inbetriebnahmeprotokoll

Lastpunkt		1	3	5	7	9	11
Feuerungsleistung Erdgas	[kW]	0	0	0	0	0	870
Feuerungsleistung Wasserstoffgas	[kW]	2013	3147	4198	4474	4829	5517
Feuerungsleistung gesamt	[kW]	2013	3147	4198	4474	4829	6387
NOx @ 3,5 % O ₂	[mg/m ³]	90,5	87,2	73,5	82,8	80,8	65,0

Eine Herausforderung für die Einstellarbeiten stellten aufgrund der Außenaufstellung auch die Umgebungsbedingungen dar. Zum Zeitpunkt der Inbetriebnahme herrschten Temperaturen von knapp über 0 °C.

Trotzdem konnten die Arbeiten zur Inbetriebsetzung planmäßig abgeschlossen und die beiden Anlagen voll funktionsfähig an den Betreiber übergeben werden. Sie laufen seitdem störungsfrei und werden nur zu geplanten Wartungsarbeiten abgeschaltet. Abbildung 6 zeigt dazu beispielhaft einen Blick durch das Schauloch am Brenner während des Betriebs bei Volllast.

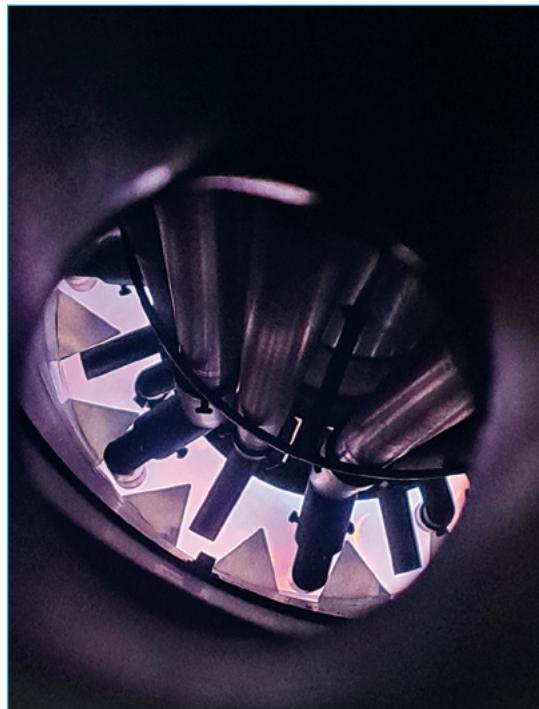


Abb. 6: Blick durch die Mischeinrichtung in den Feuerraum

6. Ausblick

Die beiden in Zusammenarbeit mit Cannon Bono errichteten Anlagen zeigen, dass der Betrieb von bivalenten Gasfeuerungen für Erdgas und Wasserstoff problemlos auch an Rohrkesseln flexibel und unter Berücksichtigung eines reduzierten Ausstoßes an Stickoxiden selbst bei Wärmerückgewinnung über Vorwärmung der Verbrennungsluft möglich ist. Damit kann ein entscheidender Schritt in Richtung Dekarbonisierung getan werden, ohne die Versorgungssicherheit mit Wärme zu gefährden. Speziell für die zu erwartende Übergangszeit hin zu einer dauerhaft ausreichenden Versorgung mit Wasserstoff werden derart ausgerüstete Feuerungsanlagen einen wichtigen Baustein in der Transformation unserer Wärmeversorgung darstellen.

Vor allem für die Umrüstung bestehender Anlagen ist es dabei wünschenswert, dass der Gesetzgeber die eingangs beschriebene Ungleichheit bei der Emissionsbewertung zulasten von Wasserstoff bereinigt. Dies geschieht dadurch, dass zukünftig die entsprechenden Grenzwerte auf die erzeugte Energie anstatt auf das ausgestoßene Abgasvolumen bezogen werden. Damit kann der Aufwand bei der Errichtung von Anlagen zur thermischen Nutzung von Wasserstoff deutlich verringert werden, was wiederum die angestrebte Transformation der Energieversorgung beschleunigen wird.

7. Quellen

- [1] Werschy, M. et al.: *Kennwerte für Wasserstoff, mit einer Reinheit von 99,9 Vol.-% oder höher und Erdgas der Qualität Russland H, wie es am Standort vorliegt*. Freiberg, DBI, 2019.
- [2] Schmidt, T.: *H₂ und Erdgas-H₂-Gemische als Brenngase für industrielle Anwendungen*. Pirna, IBIFA, 2023.



MARTIN
.digital

MARTIN.DataAgent

Datengetriebene Lösungen: MARTIN Know-how trifft auf digitale Innovation



● WERTSCHÖPFUNG AUS DATEN

Einfacher Zugriff auf standardisierte und kurierte Daten

● SICHERHEITSKONZEPT

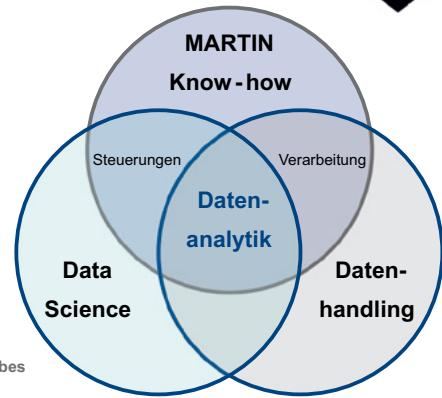
Mehrschichtiges Sicherheitskonzept, DSGVO-konform, EU-basierte Cloud – digitale Souveränität

● LEISTUNGSBERICHTE

Klare Leistungsübersicht mit smarten KPIs und verwertbaren Erkenntnissen

● ONLINE-STOFFSTROMANALYSE

MARTIN Know-how bezüglich Überwachung und Bewertung des laufenden Betriebes



MARTIN.MSA

Optimieren Sie Ihren Abfallstrom: smartere Betriebsführung – optimierte Leistung



● ABFALLVOLUMEN

Genaue Messung für die Planung und Berichterstellung

● EFFIZIENTE BESCHICKUNG

Datengetriebene Erkenntnisse zum Beschickungsprozess

● MÜLLSTROMÜBERWACHUNG

Frühzeitige Erkennung von großen Teilen, Verstopfungen und Müllrutschern

● SCHURRENHISTORIE

Visuelle Protokollierung für die Leistungsbeurteilung & Störungsbehebung





steinmüller engineering

The Engineers Company

KOMPETENZEN

Verfahrens- und prozesstechnische Auslegung

Maßgeschneiderte Lösungen nach technisch-kommerziellen Gesichtspunkten

Flexibilisierung des Anlagenbetriebes für die Energiewende

PRODUKTPALETTE

Trockensorption, Nasswäscher, E-Filter

Dampferzeuger

Chemieapparate, TES Speicher

Feuerungen und Brenner

SCR, SNCR

Dekarbonisierung

LEISTUNGEN

Gesamtanlagen

Teilanlagen und Komponenten

Projektplanung und -ausführung

Engineering und Konstruktion

After Sales



www.steinmueller.com



sales@steinmueller.com



+49 (0)2261 78950-0

Herausforderungen bei der Planung einer Open-Cycle-Gasturbine (H₂-Ready) am Standort eines ehemaligen Steinkohlekraftwerks unter Ausnutzung der bestehenden Gebäude- und Infrastruktur

Raphael Halbe, Dirk Hoch und Dorian Rasche

1.	Hintergrund	95
2.	Randbedingungen	97
2.1.	Emissionsgrenzwerte beim Gasturbinenbetrieb	97
2.2.	Allgemeines zu Stickoxiden NO _x im Gasturbinenabgas.....	97
3.	Einbau des SCR-Reaktors der Gasturbine im Kesselhaus.....	99
3.1.	Arbeitstemperatur des neuen Katalysators.....	102
3.2.	Erforderliche Größe der Katalysatorlagen und des SCR-Reaktors..	102
3.3.	Einhaltung des NO-Grenzwertes bei 600 mg/Nm ³ NO _x	103
3.4.	Schalldämpfereinbau im Abgaskanal der Gasturbine	104
3.5.	Kostenabschätzung und Montagezeit	104
4.	Zusammenfassung	105

1. Hintergrund

Grüner Wasserstoff spielt bei der Substitution konventioneller Brennstoffe eine herausragende Rolle. Um den daraus erzeugten Strom adäquat in das Stromnetz einzuspeisen, bietet es sich an, bereits bestehende und an das Stromnetz angeschlossene Anlagen umzurüsten. Da (grüner) Wasserstoff aktuell noch nicht in ausreichenden Mengen verfügbar ist, ist eine Umrüstung auf Erdgas inklusive eines späteren Kombibetriebs aus Erdgas und Wasserstoff sowie einer perspektivischen Vollumrüstung auf reinen Wasserstoff eine praktikable und effiziente Methode, um einer zukünftigen, nachhaltigen Stromproduktion einen Schritt näherzukommen.

Aus ökonomischen Gesichtspunkten ist es sinnvoll, eine steinkohlegefeuerte Bestandsanlage auf einen Gas- bzw. Wasserstoffbetrieb umzurüsten, um insbesondere die Kosten für die Erschließung neuer Standorte inklusive Genehmigung einzusparen.

Häufig wird zunächst eine Mischung von z. B. 70 % Erdgas mit 30 % Wasserstoff umgesetzt, bevor eine Umstellung auf eine 100 % Wasserstoffnutzung erfolgt. Dabei werden die Einbauten und Regelcharakteristika an die neuen Brennstoffeigenschaften angepasst. Der Wasserstoff soll im Zuge der bundesweiten Umstellung auf erneuerbare Energien perspektivisch durch Elektrolyse von Wasser gewonnen werden. Der benötigte Strom sollte vornehmlich aus Windkraft- oder Photovoltaikanlagen stammen.

Eine Gasturbine, ob mit Erdgas oder mit Wasserstoff betrieben, erzeugt im normalen, zulässigen Arbeitsbereich ein flugaschefreies, sehr schadstoffarmes Abgas. Sie kommt daher ohne größere Abgasreinigungsanlagen aus. Allerdings entsteht bei der Verbrennung eine gewisse Menge an NO_x in Form von NO und NO₂, da der in der Frischluft zu 78 % enthaltene Stickstoff bei den hohen Brennraumtemperaturen trotzdem teilweise zu Stickoxiden (NO_x) umgesetzt wird. Die neue 385-MW-Gasturbine benötigt also zusätzlich eine SCR-Anlage (**S**elective **C**atalytic **R**eduction) im Abgaskanal zur Entstickung (DeNO_x) des Abgases. Im ca. 620 °C heißen Abgas der Turbine sind voraussichtlich etwa 50 mg/Nm³ (tr., 15 % O₂) enthalten, die auf unter 10 mg/Nm³ gemindert werden müssen. Mit Wasserstoffbetrieb könnten sich auch höhere Primär-Stickoxidgehalte ergeben, welche deutlich über den aktuell einzuhaltenden Emissionsgrenzwerten liegen.

Wichtig ist in diesem Zusammenhang, dass der NO_x-Wert nicht, wie bei Kohlekraftwerken oder Müllverbrennungsanlagen üblich, auf NO₂ (Stickstoffdioxid) bezogen ist, sondern auf NO (Stickstoffmonoxid). Da Gasturbinen mit hohem Luftüberschuss betrieben werden, ist der Bezugssauerstoffgehalt hier auf 15 % O₂ festgelegt, statt der bei Kraftwerken üblichen 6 % O₂ oder bei Müllverbrennungsanlagen üblichen 11 %. Daher wirkt der zahlenmäßig angegebene NO-Endwert immer wesentlich schärfer, als er in Wirklichkeit ist. Bei 15 % Bezugssauerstoff ist ein hoher Anteil an *heißer Luft* im Abgasstrom enthalten, welcher zur eigentlichen Verbrennung nicht benötigt wird und das Abgas nur *verdünnt*. Geplant ist, das bestehende große Kesselhaus des Kohleblocks für die Abgasreinigung, also speziell für den SCR-Reaktor der Gasturbine, zu nutzen.

2. Randbedingungen

Die neue Gasturbine soll *ohne* den sonst üblichen Abhitzekessel HRSG (Heat Recovery Steam Generator) ausgeführt werden, d. h., ihr Abgas ist noch 560–630 °C heiß. Für den SCR-Betrieb muss es auf eine verträgliche Temperatur heruntergekühlt werden, entweder durch zusätzliche kühlere Umgebungsluft oder durch Einspritzung von vollentsalztem Wasser (VE-Wasser).

2.1. Emissionsgrenzwerte beim Gasturbinenbetrieb

Gemäß der 13. BImSchV gelten die Grenzwerte für Schadstoffe im Abgas für den gesamten Bestand an Feuerungsanlagen auf dem Kraftwerksgelände. Da die Leistung der zukünftigen Gasturbine 385 MW_{el} betragen soll, sind die jeweils für > 300 MW_{FWL} gültigen Werte zugrunde zu legen. Gegenüber der 13. BImSchV wurden zusätzlich verschärzte, den örtlichen Gegebenheiten mit Lage am Naturschutzgebiet angepasste, Grenzwerte für NO_x und NH₃ eingefordert. Folgende Luftschatstoff-Emissionen sollen am vorgegebenen Standort gelten:

Tab. 1: Luftschatstoff-Emissionen im vorgegebenen Lastbereich der VGT von 70–100 %

Emission	Mittelwert	Einheit	Anlagenwert
NO _x	Jährlich *2	mg/Nm ³ , tr.	9,0
NH ₃	Jährlich *2	mg/Nm ³ , tr.	1,3
CO	Jährlich *2	mg/Nm ³ , tr.	28,5

*2 Simple cycle peak mit max. 150 Starts/Jahr und max. 1500 OH/Jahr

Diese Werte gelten sowohl für den Lastfall 100 % Erdgas als auch für den Fall einer Substitution des Erdgases von bis zu 30 % Wasserstoff. Dies gilt nur unter der Bedingung eines nachgeschalteten Katalysators (SCR) und einer Messung am Abgaskaminaustritt.

2.2. Allgemeines zu Stickoxiden NO_x im Gasturbinenabgas

Die Besonderheit von Gasturbinen als Energielieferanten besteht darin, dass bei Schwachlast ein größerer Anteil an Stickstoffdioxid entsteht als bei anderen Feuerungen, wie z. B. Kohlekraftwerken oder sonstigen ölf- und gasgefeuerten Kraftwerken. Hier entsteht normalerweise kaum hoch oxidiertes NO₂, höchstens bis ca. 5 %, während 95 % als NO vorkommen. Bei Gasturbinen kann der Stickstoffdioxidanteil im Teillastbetrieb hingegen bis auf 40 %, teilweise sogar bis zu 60 %, ansteigen. Bei Vollastbetrieb der Gasturbine ist dagegen kein Problem mit der NO₂-Bildung zu erwarten. Hier ist die Aufteilung mit 7 % NO₂: 93 % NO (und ggf. Spuren von Lachgas: N₂O) ähnlich wie bei normalen Feuerungen (Abbildung 1).

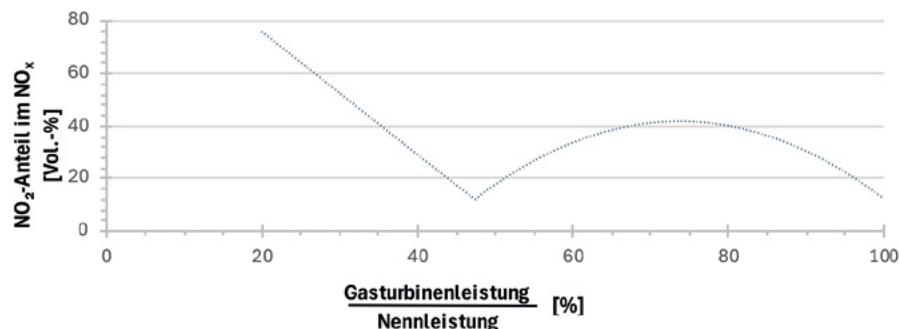


Abb. 1: NO₂-Anteil im Abgasgemisch aus (NO, NO₂ und N₂O) = NO_x / 1

Ein SCR-Katalysator hat allgemein größere Probleme bei deren Reduktion von höher oxidiertem NO₂, obwohl er dazu in der Lage ist, vorausgesetzt, es wird genügend Ammoniakgas zugegeben. Die folgende Abbildung zeigt, um wie viel größer ein Katalysator bei steigendem NO₂/NO-Verhältnis gebaut sein sollte, um die geforderten Reinheitsgrade dennoch zu erreichen.

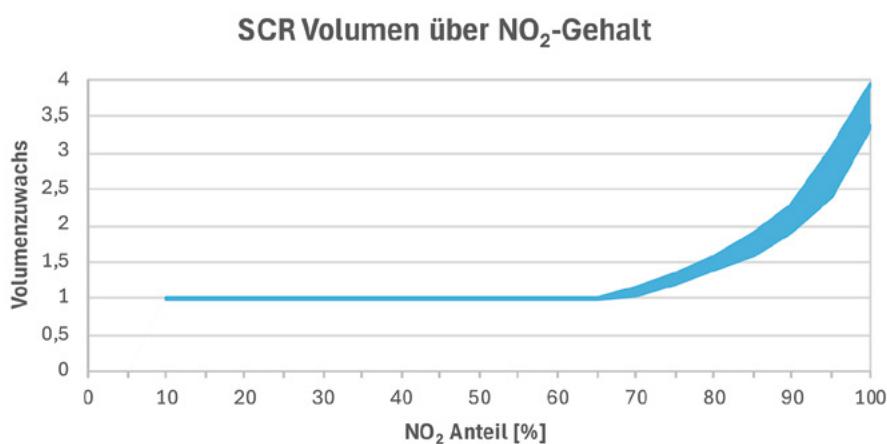


Abb. 2: Benötigtes Katalysatorvolumen in der SCR über dem NO: NO₂-Verhältnis bei gleichbleibender Abscheideleistung

Die obige Abbildung zeigt, dass der Katalysator erst ab ca. 60 % NO₂-Anteil ein deutlich größeres Volumen besitzen muss. Dieses Volumen wird jedoch vorsichtshalber mit einem Sicherheitsfaktor von ca. 20 % ausgelegt.

3. Einbau des SCR-Reaktors der Gasturbine im Kesselhaus

Für eine adäquate Ableitung des Abgases in die Umwelt, müssen folgende Anpassungen installiert werden:

- ein SCR-Reaktor zur Stickoxid-Minimierung mit mehreren Katalysator-ebenen inklusive Ammoniakeindüsung in das Abgas vor dem Katalysator (in die Quenche),
- ein Schalldämpfer zur Verringerung der Lärmemissionen in die Umwelt, da eine Gasturbine im Betrieb sehr schallintensiv ist und
- **als Option** einen Regenabschluss innerhalb des Abgaskamins. Er dient gleichzeitig zum Warmhalten des Reaktorinneren bei Kurzstillständen.

Um diese Anpassungen zu gewährleisten, wird der bestehende Kessel komplett demontiert, um so Freiraum für die geplante Abgasstrecke der neuen Gasturbine zu schaffen. Für einen SCR-Reaktor innerhalb einer Gasturbinenanlage **ohne** HRSG-Abhitzekessel sind allgemein zwei mögliche Anordnungen denkbar: ein horizontaler oder ein vertikaler Einbau. Aufgrund der vorhandenen Geometrie wird der vertikale Einbau zum Einsatz kommen (Abbildung 3).

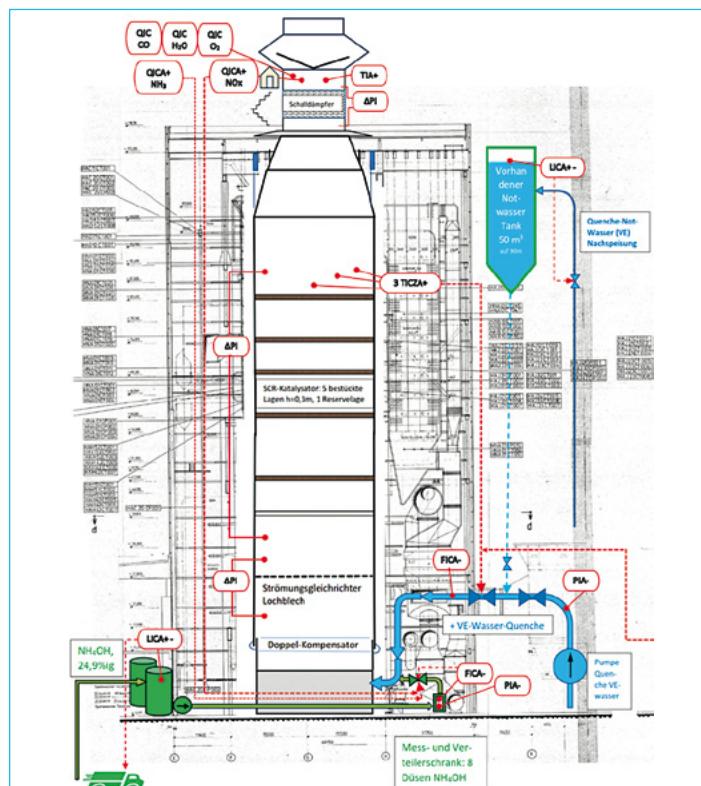


Abb. 3: Schnitt durch Block, mit SCR-Katalysatorlagen und Messstellen

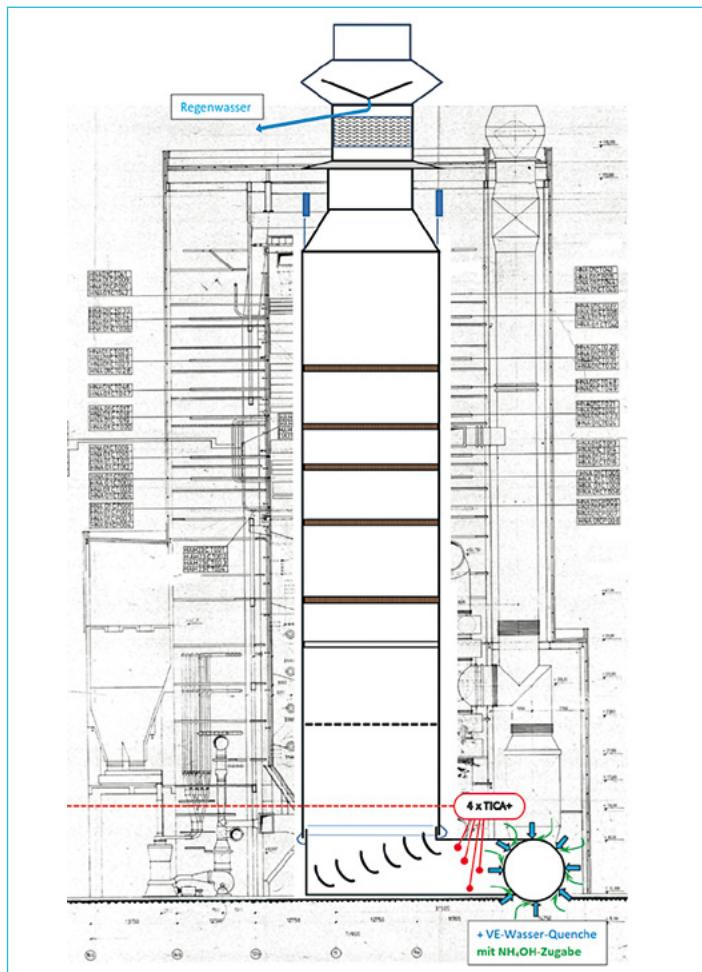


Abb. 4: Seitenansicht; um 90° gedrehter Schnitt durch den SCR-Reaktor mit 20 m Breite

Um den Änderungsaufwand zu minimieren, wurden der Querschnitt und das Tragkonzept des alten Kohlekessels als Randbedingungen für den SCR-Reaktor übernommen. Somit können die existierenden Wartungsbühnen im bestehenden Kesselhaus ohne größere Modifikationen für die neue Anlage genutzt werden. Die Höhenquoten der Katalysatoranlagen wurden entsprechend der Bestandsbühnen gewählt, um eine optimale Zugänglichkeit zu gewährleisten.

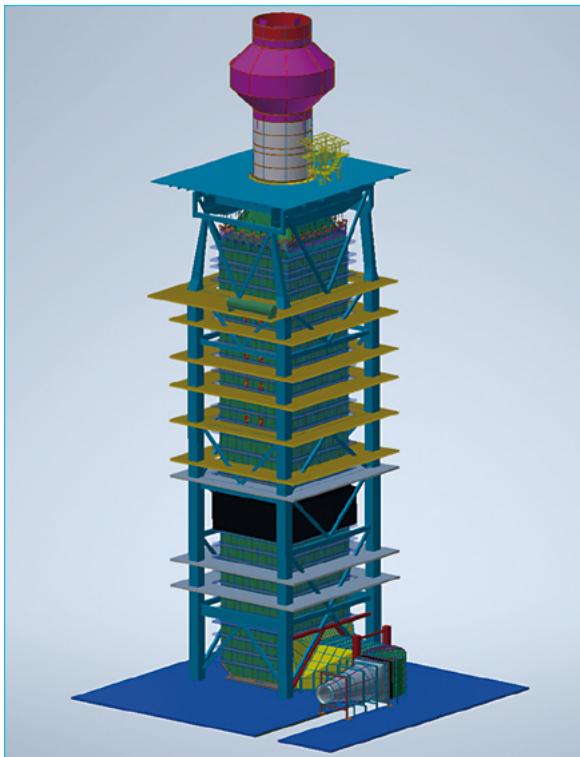


Abb. 5: Darstellung aus 3D-Modell der bereits modifizierten Anlage

Gleiches gilt für den Trägerrost des Kesselhauses: Die bestehenden Lastpunkt- aufnahmen des alten Kohlekessels werden künftig wiederverwendet und gleichmäßig über Koppelträger auf die gewünschten Positionen am SCR-Reaktor verteilt.

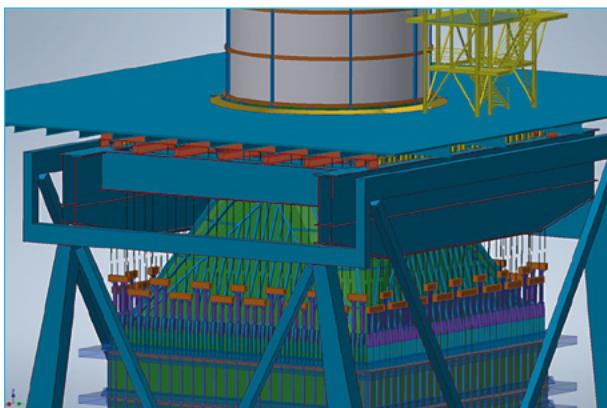


Abb. 6: Darstellung Austritt der SCR-Anlage Richtung Schalldämpfer aus dem 3D-Modell

3.1. Arbeitstemperatur des neuen Katalysators

Das Außergewöhnliche an dieser geplanten Gasturbinenanlage ist, dass auf den ansonsten üblichen Abhitzekessel HRSG verzichtet wird. Das Abgas der Turbine gelangt mit einer ungewöhnlich hohen Temperatur in den Abgaskanal und den SCR-Reaktor. Es werden Temperaturen von $T = 560\text{ }^{\circ}\text{C}$ bei großer Kälte ($-19\text{ }^{\circ}\text{C}$) im Winter bis hin zu $T = 630\text{ }^{\circ}\text{C}$ bei $38\text{ }^{\circ}\text{C}$ im Sommer erwartet.

Der Verzicht auf einen Abhitzekessel bedeutet, dass der SCR-Katalysator bei einer möglichst hohen Temperatur stabil betrieben werden muss. Der Wunsch geht dabei hin zu einer Betriebstemperatur von $T = 520\text{ }^{\circ}\text{C}$. Die Temperaturdifferenz zwischen der Turbinenaustrittstemperatur und den $520\text{ }^{\circ}\text{C}$ soll durch eine Abgasquenche bzw. Abgaseinspritzung überbrückt werden. Steinmüller Engineering kann aus Erfahrung bestätigen, dass ein Betrieb mit bestimmten Katalysatoren in diesem Temperaturbereich möglich ist. Es hat sich gezeigt, dass die Einspritzmenge von VE-Wasser deutlich geringer ist, je höher die maximal mögliche Einsatztemperatur der Katalysatoren ist.

Aus vorherigen Projekten ist bekannt, dass der Gesamtvolumenstrom bei Kaltluftquenchen deutlich höher ist. Aus diesem Grund soll in diesem Fall ebenso eine VE-Wasserquenche zum Einsatz kommen. Vollentsalztes Wasser ist deshalb notwendig, damit u. a. der SCR-Katalysator nicht durch das im normalen Trinkwasser enthaltene Salz Natriumchlorid (NaCl) mit der Zeit deaktiviert wird. Zudem werden so selbst minimale (Kalk-) Ablagerungen vermieden und die Korrosion an den Stahleinbauten und Wänden spielt keine Rolle mehr.

3.2. Erforderliche Größe der Katalysatorlagen und des SCR-Reaktors

Nach den Berechnungen mit einem (neu) $1,3\text{ mg/Nm}^3$ statt (früher) $1,6\text{ mg/Nm}^3$ erlaubten NH_3 -Schlupf werden insgesamt **vier Katalysatorlagen** mit einer Lagendicke von 300 mm ausgewählt. Die Auswahl der Lagendicke basiert auf den bisherigen Erfahrungen, die Steinmüller Engineering im Zuge von Optimierungen an DeNO_x -Anlagen gesammelt hat. Die Vorgabe bei der Auswahl ist, dass der NO_x -Wert von ca. 230 mg/Nm^3 auf unter 9 mg/Nm^3 gesenkt werden soll.

Um die großen Volumenströme aufzunehmen, muss der Katalysator eine gesamte Querschnittsfläche von $22 \times 20,2 = 444,4\text{ m}^2$ (im Innenraum) besitzen. Das entspricht in etwa der Größe des jetzt noch vorhandenen alten Kessels an dieser Stelle (Abbildung 3 und Abbildung 4).

Der gesamte SCR-Reaktor plus NH_4OH -Eindüsung wird aus einem 10 mm dicken 10 CrMo 9 10-Blech bestehen, das außen mit senkrechten, waagerechten und quer verlaufenden H-Trägern versteift ist. Über die Höhe kommen in regel-

mäßigen Abständen auch Bandagen mit Eckumlenkern dazu. Laut Herstellerangaben kann es beim Anfahren der Gasturbine in seltenen Fällen zu einem Druckstoß durch spontane Durchzündung kommen, wodurch für einige Sekunden schlagartig 60–70 mbar Überdruck auftreten können. Ansonsten liegen die Werte im 100 %-Normalbetrieb bei unter + 42 mbar. Da die Verstrebungen und Versteifungen 200 mm Platz nach außen einnehmen und der Kanal einisiert werden muss, wird eine Gesamtisolationsdicke von ca. 500 mm bei einem Betrieb von 520 °C angenommen. Das bedeutet, dass die Außenmaße des gesamten Gebildes ohne Stutzen und sonstige Anschlüsse für Messungen und dergleichen bei 23 x 21,2 m² liegen. Eine Vor-Ort-Messung hat ergeben, dass der dann freiliegende Innenraum 25,5 x 22,8 m² groß sein wird.

Das Gewicht des gesamten SCR-Reaktors inklusive Katalysatorlagen und Kamin mit Schalldämpfer und innenliegendem Regentrichter beträgt laut statischer Berechnung etwa 5.958 t, wovon ca. 558 t auf die Katalysatormodule selbst entfallen. 5.400 t entfallen auf die Reaktorwandungen nebst Stützkonstruktion mit Kaltbandagen sowie diverse andere Peripherie. Hinzu kommen der 30 m hohe Kamin mit trichterförmiger Regenableitrinne im Inneren und die Abgasemissions-Messanlage. Die untere horizontale Verbindungsleitung vom Gasturbinendiffusor bis zum Eintritt in den Reaktor unten wird separat betrachtet und ist daher nicht in den 5958 t enthalten. Für die Wandungen inklusive Quenche und diverse Stahlbauteile sind hier ca. 400 t zu erwarten. Die Berechnungen zeigen, dass durch den von Steinmüller Engineering geplanten Umbau insgesamt Gewicht eingespart und somit die statische Belastung des aktuellen Tragwerkes deutlich verringert werden kann. Dies hat zur Folge, dass das ursprüngliche Kohlekesseltragwerk nach Umrüstung sicher weiterverwendet werden kann.

3.3. Einhaltung des NO-Grenzwertes bei 600 mg/Nm³ NO_x

Bei reinem Wasserstoffbetrieb von 100 % H₂ wird erwartet, dass der NO_x-Wert im Gasturbinen-Abgas höher ausfällt. Eine reine Wasserstoffflamme brennt heißer als eine Erdgasflamme, da Wasserstoff einen der höchsten Heizwerte aller Brennstoffe von 119.970 kJ/kg besitzt. Dadurch würde viel thermisches NO_x entstehen. Im ungünstigsten Fall werden Werte bis zu 600 mg/Nm³ NO_x im Abgas erwartet.

Um eine Abscheidung von unter 9 mg/Nm³ gewährleisten zu können, wird an dieser Stelle ein CuZ-Katalysator mit den folgenden Bedingungen empfohlen:

- fünf aktive, bestückte Lagen,
- 300 mm Dicke, d. h. 1,5 m zu durchströmende Katalysatorlänge,
- Vorbereitung einer optionalen, vorerst unbestückten sechsten Katalysatorlage.

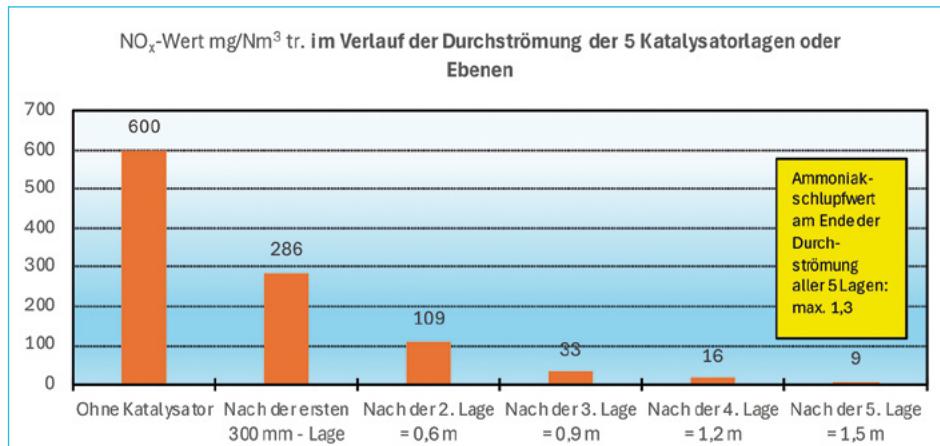


Abb. 7: Idealisierte NO_x-Reduzierung pro Katalysatorlage

3.4. Schalldämpfereinbau im Abgaskanal der Gasturbine

Der Schalldämpfer sollte im obersten Rauchgaskanalabschnitt über dem Kesselhausdach eingebaut werden. Bezuglich der Schallemissionen wird gemäß der Betreiberanforderungen von einer maximalen Lautstärke von 90 dB(A) aus gegangen.

Positiv zu bewerten ist, dass der vierlagige SCR-Katalysator bereits eine gute Schallminderung gewährleistet, sodass der Schalldämpfer am Rauchgaskanalaustritt weniger leisten muss. Es wird mit Kulissen aus Edelstahl 1.454, gefüllt mit GT Glaswollekissen, geplant, um eine Reduzierung auf unter 90 dB(A) zu erreichen.

3.5. Kostenabschätzung und Montagezeit

In einem ersten Schritt können die Kosten des hier beschriebenen Umbaus auf ca. 30–35 Mio. € beziffert werden. In diesem Budget sind jegliche Engineering-Aufwendungen und alle hier beschriebenen Umbauten – von SCR-Katalysatorlagen über Schalldämpfer, Tanks, Messeinrichtungen und weiterer Peripherie – enthalten. Nicht enthalten in dieser Schätzung ist die nötige Gasturbine.

Für einen reinen Betrieb mit Erdgas sind weniger Katalysatorebenen notwendig als für einen Mischbetrieb oder einen reinen H₂-Betrieb. Dementsprechend schwanken die Kosten für die einzelnen Betriebsfälle.

Die Montagezeit wird aktuell auf ca. elf Monate geschätzt.

4. Zusammenfassung

Der Einbau einer SCR-Anlage hinter einer neuen Gasturbine innerhalb des bestehenden Kesselstahlbaus ist technisch realisierbar. Die Machbarkeitsprüfung berücksichtigt ausdrücklich die sehr niedrigen gesetzlichen Grenzwerte im Hinblick auf Stickoxide NO (<10 mg/Nm³) und Ammoniakschlupf NH₃ (1,3 mg/Nm³, jeweils bezogen auf trocken 15 % O₂). Sie gilt ebenso unter Einhaltung der sehr leisen Schallemissionen von < 90 dB(A) am Kaminaustritt. Ein solch herausforderndes Umbauprojekt erfordert sowohl ein anlagenspezifisches Prozess-Engineering als auch individuelle Anpassungen der Konstruktion/des Stahlbaus, wie die hier dargestellte Katalysatorauslegung zeigt.

Wenn sich während des Betriebs herausstellt, dass sich die Strömungsverhältnisse im Inneren verändert haben, ist eine erneute Feinjustierung der NH₄OH-Düsenzuteilung möglich.

Die hohe Flexibilität und Schnellstartfähigkeit der Gasturbine machen dieses Vorhaben attraktiv, da die umgebaute Anlage somit auf zukünftige Spitzenlasten schnell und effizient reagieren kann.



REIKAN ENGINEERING

Zukunft gestalten

Mit REIKAN Engineering nachhaltige Lösungen schaffen

Wir sind ein führender Anbieter von schlüsselfertigen Anlagen, die Abfall in wertvolle Rohstoffe umwandeln. Unsere Vision ist eine Welt „ohne Abfälle“, indem wir verschiedene Abfallströme analysieren und daraus Rohstoffe generieren.

Wir suchen:

- Verfahrenstechniker (m/w/d)
- Ingenieure für Automatisierungstechnik (m/w/d)
- Konstrukteure (m/w/d)
- Forschungs- und Entwicklungingenieure (m/w/d)



Kann die Verbrennung von Ammoniak der Schlüssel in eine emissionsfreie Zukunft sein? Ein Erfahrungsbericht aus einer 300 kW Versuchsanlage

Johannes Burkert, Marcel Biebl, Bernd Feller und Christopher Rosebrock

1.	Motivation.....	107
2.	Herausforderungen der Ammoniak-Verbrennung	108
3.	Feuerungssystem und Versuche	110
4.	Ausgewählte Versuchsergebnisse.....	112
5.	Zusammenfassung	115
6.	Quellen	116

1. Motivation

Die Senkung klimaschädlicher Abgasemissionen stellt die industrielle Wärmeerzeugung vor stetig wachsende Herausforderungen. Während für die Stromerzeugung zunehmend regenerative Quellen zum Einsatz kommen können, ist der Großteil der Hochtemperaturprozesse vieler industrieller Anlagen weiterhin auf die Verbrennung fossiler Brennstoffe angewiesen. Um den CO₂-Ausstoß dieser Industrieanlagen zukünftig zu reduzieren oder sogar komplett zu vermeiden, sind alternative Brennstoffe aus regenerativer Herstellung notwendig. Als CO₂-freier Energieträger rückt Ammoniak (NH₃) deshalb zunehmend in den Fokus, insbesondere als potenzieller Wasserstoffspeicher und -träger. Im Gegensatz zu Wasserstoff lässt sich Ammoniak mit geringerem Aufwand speichern und transportieren und verfügt über eine etablierte Infrastruktur. Die direkte technische Nutzung von Ammoniak als Brennstoff in stationären Verbrennungssystemen statt seines Spaltproduktes, des Wasserstoffs, ist bisher jedoch mit besonderen Herausforderungen verbunden.

Im Rahmen des gemeinschaftlichen Forschungsvorhabens *Green-NH₃* des Gas- und Wärme-Institut Essen e. V. (GWI) und der SAACKE GmbH soll das Potenzial von Ammoniak als fossiler Brennstoffersatz für den Einsatz in Dampf- und Warmwasserkesseln eruiert werden. Im vorliegenden Beitrag werden erste

Ergebnisse der Verbrennung von Ammoniak im halbindustriellen Maßstab mit Fokus auf die entstehenden Abgas-Emissionen und primäre Reduktionsmaßnahmen mitgeteilt.

2. Herausforderungen der Ammoniak-Verbrennung

Die verbrennungstechnischen Eigenschaften von Ammoniak unterscheiden sich zum Teil deutlich von klassischen Brennstoffen wie z. B. Erdgas oder Wasserstoff (Tabelle 1). Insbesondere die niedrige Flammengeschwindigkeit und adiabate Flammentemperatur in Kombination mit der hohen Zündenergie sind für eine direkte Verbrennung im Vergleich zu Erdgas oder Wasserstoff herausfordernd. Sie beeinflussen entscheidend die Stabilität der Verbrennung bzw. der Flamme und damit direkt die Prozess- oder Betriebssicherheit. Eine gängige Strategie, um diesen Umständen zu begegnen, gelingt u. a. durch die gezielte Beimischung von Wasserstoff oder Erdgas zum Ammoniak, wie aus Übersichtsstudien von z. B. Valera-Medina et al. [1] oder Franco et al. [2] hervorgeht. Auf diese Weise lassen sich stabile Verbrennungen bzw. Flammen im Labormaßstab erreichen.

Wie die Tabelle 1 zeigt, kommt beim Einsatz von Ammoniak als Brennstoff jedoch erschwerend hinzu, dass die Verbrennung mit sehr hohen Stickoxid-Emissionen (NO_x) verbunden ist. Während konventionelle Brennstoffe Stickoxid-Emissionen in der Größenordnung von $\text{O}(10^{1,5})$ bis $\text{O}(10^2)$ emittieren, wird beim Einsatz von Ammoniak das Hundert- bis Tausendfache beobachtet und liegt damit sogar um das Zehn- bis Hundertfache über den Stickoxid-Emissionen von Wasserstoff als Brennstoff. Während in Turbinen- und Motorenanwendungen mittlerweile Studien zur NH_3 -Verbrennung unter praxisrelevanten Bedingungen vorliegen [3] [4], sind nach Kenntnisstand der Autoren keine vergleichbaren Untersuchungen für wassergekühlte (halb-)industrielle Feuerräume bekannt. Insbesondere der Bildung von Lachgas (N_2O) während der Verbrennung von Ammoniak wurde bislang wenig Beachtung geschenkt, obwohl N_2O ein dreihundertfaches Treibhauspotenzial von CO_2 besitzt [3] [4].

Im Rahmen des gemeinschaftlichen Forschungsprojektes *Green NH_3* konnten Biebl et al. [5] bereits zeigen, dass die Verbrennung von NH_3 in Mischung mit Erdgas oder Wasserstoff im halbindustriellen Maßstab mit einem konventionellen Feuerungssystem stabil bis 50 %-Vol. bzw. 70 %-Vol. verbrannt werden kann. Die resultierenden NO_x - und N_2O -Emissionen aus diesen Untersuchungen sind in Abbildung 1 dargestellt. Abbildung 1a zeigt, dass die NO_x -Emissionen bereits mit geringen NH_3 -Anteilen im Erdgas bzw. Wasserstoff stark ansteigen, mit weiter zunehmenden Anteilen ein Plateau erreichen und schließlich wieder stark abfallen, bevor die Verbrennung instabil wird.

Tab. 1: Gegenüberstellung der verbrennungstechnischen Eigenschaften von Ammoniak, Erdgas und Wasserstoff (Alnajideen et al. [4])

Eigenschaft	Ammoniak	Erdgas	Wasserstoff
Chemische Formel	NH_3	u.a. CH_4	H_2
Heizwert [MJ/Nm^3]	14,4	35,9	10,8
Flammengeschwindigkeit [cm/s]	6–7	38	265
Zündenergie [mJ]	8,00	0,02	0,38
Adiabate Flammentemperatur [$^\circ\text{C}$]	1800	1950	2050
Größenordnung der NO_x -Emissionen	$\sim\text{O}(10^3 \text{ bis } 4)$	$\sim\text{O}(10^{1,5} \text{ bis } 2)$	$\sim\text{O}(10^2 \text{ bis } 2,5)$

Der Abfall der NO_x -Emissionen geht einher mit dem exponentiellen Anstieg der N_2O -Emissionen, wie Abbildung 1b zeigt. Die N_2O -Bildung deutet auf eine zu kalte Verbrennung hin und signalisiert die beginnende Erreichung der Stabilitätsgrenze. Auffallend ist jedoch, dass die N_2O -Bildung im $\text{NH}_3\text{-H}_2$ -Gemisch verzögert auftritt und damit ein höherer NH_3 -Anteil im Brenngas möglich ist. Ursächlich hierfür sind vermutlich die höheren Flammengeschwindigkeiten und Verbrennungstemperaturen von H_2 (Tabelle 1). Mit Erreichen der Stabilitätsgrenze tritt zudem Kohlenmonoxid zusammen mit NH_3 -Schlupf für das $\text{NH}_3\text{-Erdgas-Gemisch}$ auf bzw. nur NH_3 -Schlupf im $\text{NH}_3\text{-H}_2$ -Gemisch (nicht in Abbildung 1 dargestellt), was in beiden Fällen auf eine unvollständige Verbrennung hindeutet. Mit dem konventionellen Feuerungssystem konnte jedoch weder mit Erdgas noch mit H_2 -Beimischung die Verbrennung für 100 % NH_3 erreicht werden.

Aufbauend auf diesen Versuchen wurde ein angepasstes Feuerungssystem konzipiert und erprobt. Das Ziel war, eine stabile NH_3 -Verbrennung mit 100 % NH_3 -Anteil zu erreichen und durch primäre Reduktionsmaßnahmen die NO_x -Emissionen zu reduzieren, ohne dass nennenswert N_2O -Emissionen oder NH_3 -Schlupf entstehen. Um die Bildung von Stickoxiden zu minimieren, muss verhindert werden, dass der im Ammoniak gebundene atomare Stickstoff mit Sauerstoffträgern, z. B. Hydroxyl-Radikal (OH^*) oder atomarem Sauerstoff, in Berührung kommt und reagiert. Das bedeutet im Umkehrschluss, die Bildung von molekularem Stickstoff (N_2) muss begünstigt werden.

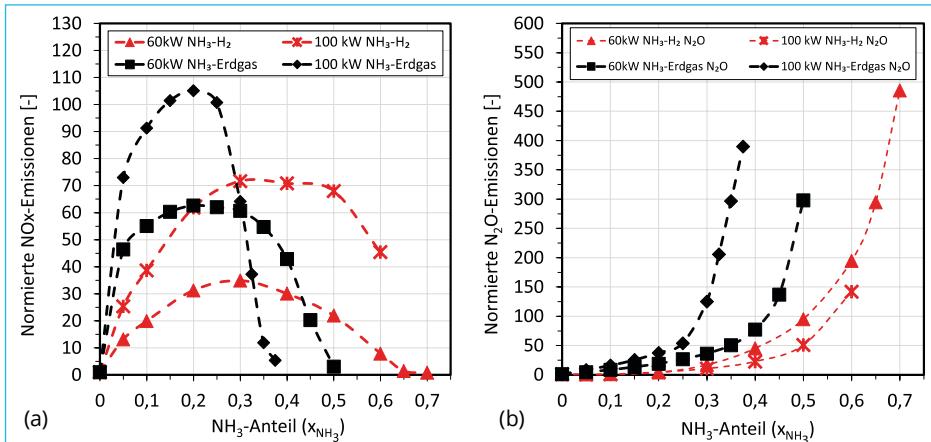


Abb. 1: (a) NO_x- und (b) N₂O-Emissionen für 60 kW und 100 kW Feuerungsleistung mit einem konventionellen Feuerungssystem an einem wassergekühlten Feuerraum für NH₂-H₂ und NH₃-Erdgas Gemische (Biebl et al. [5])

Ein bewährtes Verfahren, um dieses Ziel zu erreichen, ist, den Brennstoff unterstöchiometrisch (Luftmangel) zu verbrennen, sodass der im Brennstoff gebundene (atomare) Stickstoff mit den anderen Brennstoffkomponenten (H-Atome im Falle von Ammoniak) um den vorhandenen (atomaren) Sauerstoff konkurrieren muss. Gleichzeitig muss dem (atomaren) Stickstoff ausreichend Verweilzeit zur Verfügung stehen, um mit einem weiteren Stickstoffatom wieder molekularen Stickstoff zu bilden. Der vollständige, überstöchiometrische Ausbrand (Luftüberschuss) wird anschließend stromabwärts durch Zuführung des restlichen Sauerstoffes sichergestellt. Dieses Verfahren wird gemeinhin als Brennstoff- bzw. Luftstufung bezeichnet und ist bei vielen Feuerungssystemen Stand der Technik.

3. Feuerungssystem und Versuche

Die Abbildung 2 zeigt den verwendeten Versuchsaufbau. Das konzipierte Feuerungssystem besteht grundsätzlich aus (9) einem Drallbrenner und (1) einer Vorbrennkammer mit stromabwärts platzierte Luftzuführung (Stufenluft). Die Zuführung des Brennstoffes erfolgt über (8) eine zentrale Gaslanze. Der Drallbrenner ermöglicht Feuerungsleistungen bis einschließlich 500 kW; die Versuche wurden aufgrund der vorhandenen NH₃-Verdampferanlage auf maximal 300 kW beschränkt.

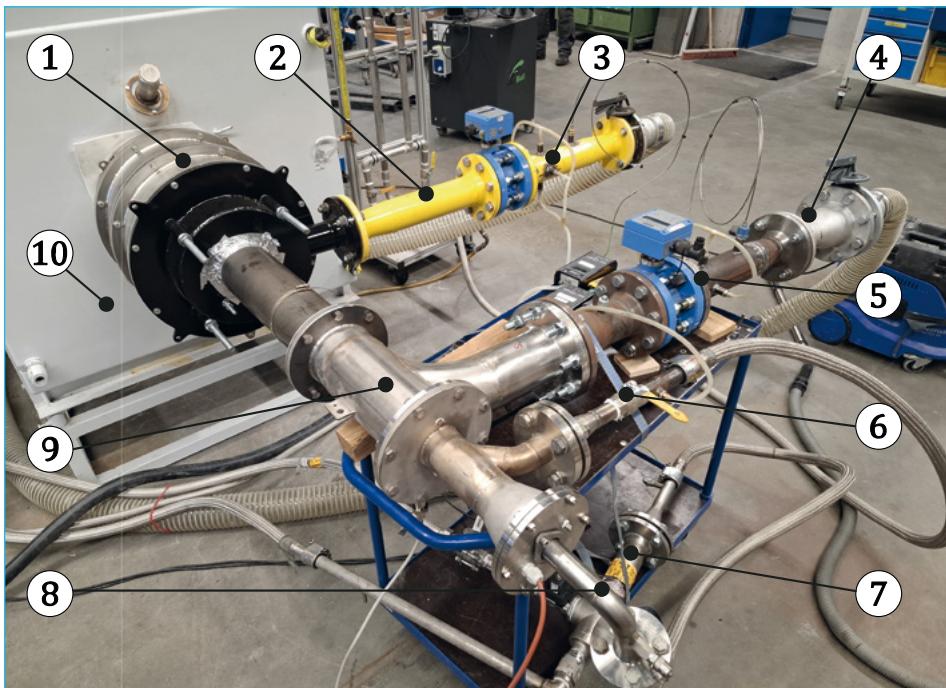


Abb. 2: Versuchsaufbau zur NH_3 -Verbrennung: (1) Vorbrennkammer, (2) Stufenluftzufuhr und (3) Volumenstrommessung, (4) Hauptluftzufuhr und (5) Volumenstrommessung, (6) KühlLuft, (7) stat. Mischer für Erdgas/ NH_3 , (8) zentr. Gaslanze, (9) Drallbrenner, (10) wassergekühlter Feuerraum

Die Vorbrennkammer mündet an (10) einen wassergekühlten Feuerraum, der Feuerungsleistung bis ebenfalls 500 kW ermöglicht. Die aus dem Feuerraum auftretenden Rauchgase werden anschließend durch einen nachgeschalteten Ofen (nicht dargestellt in Abbildung 2) zur Nachverbrennung geleitet, um das Abführen unverbrannter Bestandteile in die Umwelt zu vermeiden. Zu Beginn wurde die Anlage bzw. das Feuerungssystem mit gewöhnlichem Erdgas (H) in Betrieb genommen, um den Referenzzustand hinsichtlich der resultierenden Abgas-Emissionen zu erhalten. Die eingestellten Feuerungsleistungen betrugen 70 kW (Kleinlast), 150 kW (Mittellast) und 300 kW (Volllast). Die Referenzversuche wurden sowohl mit als auch ohne Stufenluft durchgeführt. Anschließend wurde für die drei Feuerungsleistungen NH_3 mit steigendem Anteil dem Erdgas beigemischt, bis entweder die Stabilitätsgrenze der Verbrennung oder 100 % NH_3 erreicht wurden. Darauffolgend wurde der Einfluss der Stufenluft auf die Abgas-Emissionen für die unterschiedlichen Feuerungsleistungen untersucht.

4. Ausgewählte Versuchsergebnisse

Abbildung 3 zeigt die auf den Erdgas-Referenzzustand normierten (a) NO_x - und (b) N_2O - und NH_3 -Emissionen in Abhängigkeit vom zugeführten NH_3 -Anteil für die Feuerungsleistungen 70 kW, 150 kW und 300 kW ohne Luftstufung. Da keine N_2O - und NH_3 -Emissionen bei Erdgas beobachtet werden, sind diese Werte auf eine Referenz von 1 ppm normiert.

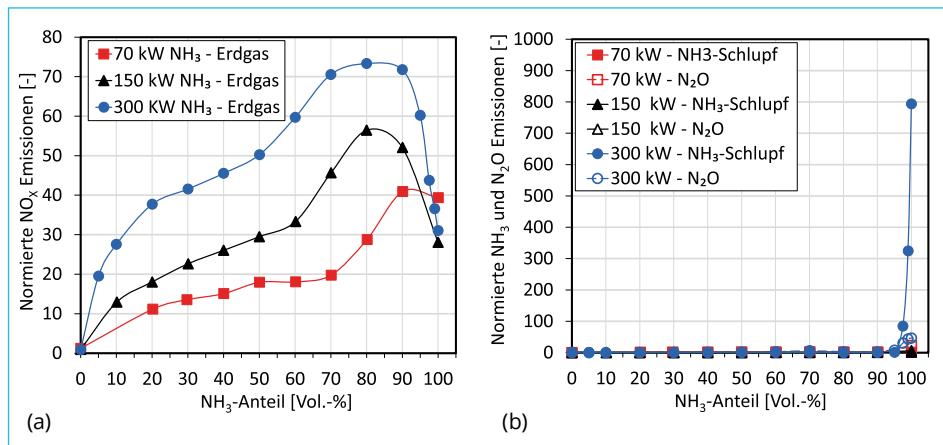


Abb. 3: a) NO_x -, (b) N_2O und NH_3 -Emissionen für 70 kW, 150 kW und 300 kW Feuerungsleistung in Abhängigkeit des NH_3 -Anteils im Erdgas

Der Abbildung 3 a ist zu entnehmen, dass die NO_x -Emissionen für alle drei Feuerungsleistungen einen vergleichbaren Verlauf aufweisen und qualitativ denen aus Abbildung 1a ähneln. Generell steigen die NO_x -Emissionen mit steigender Feuerungsleistung. Zudem nehmen die NO_x -Emissionen mit steigendem NH_3 -Anteil im Erdgas zu und erreichen in Abhängigkeit der Feuerungsleistung ein Maximum im Bereich von 70 bis 90 Vol.-% NH_3 -Anteil im Erdgas. Anschließend fallen die NO_x -Emissionen von 80 bis 100 %-Vol. wieder ab, wobei der Abfall der NO_x -Emissionen bei 70 kW deutlich schwächer ausgeprägt ist als bei den höheren Feuerungsleistungen. Die Abbildung 3 b zeigt, dass für alle Feuerungsleistungen bis ca. 95 %-Vol. weder NH_3 -Schlupf, noch N_2O -Emissionen im Abgas auftreten. Erst bei NH_3 -Anteilen oberhalb von 95 %-Vol. werden bei Vollast (300 kW) steigende N_2O -Emissionen und NH_3 -Schlupf beobachtet. Insbesondere der NH_3 -Schlupf steigt mit Erreichen von 100 %-Vol. NH_3 -Anteil exponentiell an, schwankt dann jedoch im Verharrungszustand um ca. ± 100 ppm. Kohlenstoffmonoxid (CO) wurde während dieser Versuchsreihen nicht beobachtet.

Der Anstieg der NO_x -Emissionen mit steigender Feuerungsleistung ist vergleichbar mit den Beobachtungen bei konventionellen Brennstoffen. Die (Verbrennungs-)Temperaturen nehmen zu und damit auch die (temperaturabhängige) Bildung von NO. Die gegenüber Erdgas stark erhöhten NO_x -Emissions-

sionen sind ebenfalls ein bekannter Effekt. Während die NO_x bei der Erdgas-Verbrennung auf den reaktionsträgen Stickstoff (N_2) aus der Verbrennungsluft angewiesen sind, liefert NH_3 direkt ein reaktionsfreudiges Stickstoffatom (N), welches mit Sauerstoffträgern zu Stickstoffmonoxid (NO) reagieren kann. Angesichts dessen wird auch von Brennstoff-NO gesprochen. Mit zunehmendem NH_3 -Anteil steigen die NO_x -Emissionen an, bis vermutlich ein chemisches Gleichgewicht zwischen NO-Bildung und Abbau erreicht wird und die maximalen NO_x -Emissionen auftreten. Der anschließende Abfall der NO_x -Emissionen ist gemäß Mashruk et al. [6] vermutlich auf die zunehmende Bildung von NH_2 als Zwischenprodukt zurückzuführen, das mit NO zu H_2O und N_2 reagiert und dadurch die NO_x -Emissionen sinken. Warum dieser Effekt bei 70 kW deutlich abgeschwächter beobachtet wird, ist aktuell nicht ersichtlich. Es wird jedoch vermutet, dass bei niedriger Feuerungsleistung die schlechtere Vermischung eine Rolle spielen könnte.

Wie eingangs erwähnt, ist die Luftstufung ein bewährtes Verfahren, um die NO_x -Emissionen insbesondere bei stickstoffhaltigen Brennstoffen zu senken. Die Abbildung 4 zeigt den Vergleich einer derartigen Stufung für 300 kW Feuerungsleistung in Abhängigkeit vom zugeführten NH_3 -Anteil. Die NO_x -Emissionen in Abbildung 4 a sind auf den Erdgas-Referenzzustand normiert, während die N_2O - und NH_3 -Emissionen in Abbildung 4 b wieder als Referenz 1 ppm verwenden. Wie die Abbildung 4 a zeigt, können durch den Einsatz einer Luftstufung die NO_x -Emissionen um bis zu einem Faktor von 7 reduziert und über den NH_3 -Anteil nahezu auf konstantem Niveau gehalten werden. Der charakteristische Kurvenverlauf – anfänglicher Anstieg auf ein Maximum und anschließendem Abfall – bleibt jedoch annähernd erhalten. Auch der NH_3 -Schlupf wird durch die Stufung positiv beeinflusst, wie Abbildung 4 b verdeutlicht. Er sinkt ca. um den Faktor 4. Die N_2O -Emissionen nehmen dagegen ab ca. 90 %-Vol. NH_3 -Anteil gegenüber den Versuchen ohne Stufung leicht zu.

Wie bereits erläutert, muss der atomare Stickstoff insbesondere bei einer unterstöchiometrischen Fahrweise, wie sie bei einer Luftstufung auftritt, mit den anderen Brennstoffkomponenten um den vorhandenen (atomaren) Sauerstoff konkurrieren. Entsprechend stehen weniger Reaktionspartner im Primärbereich der Flamme zur NO-Bildung zur Verfügung und der atomare Stickstoff bildet vermehrt molekularen Stickstoff. Infolgedessen sinken die NO_x -Emissionen. Die leichten Verbesserungen der NH_3 -Emissionen bei 100 %-Vol. NH_3 -Anteil mit einer Luftstufung sind vermutlich auf die etwas längere Verweilzeit im Primärbereich und den besseren Ausbrand im Sekundärbereich durch die Luftzufuhr zu erklären.

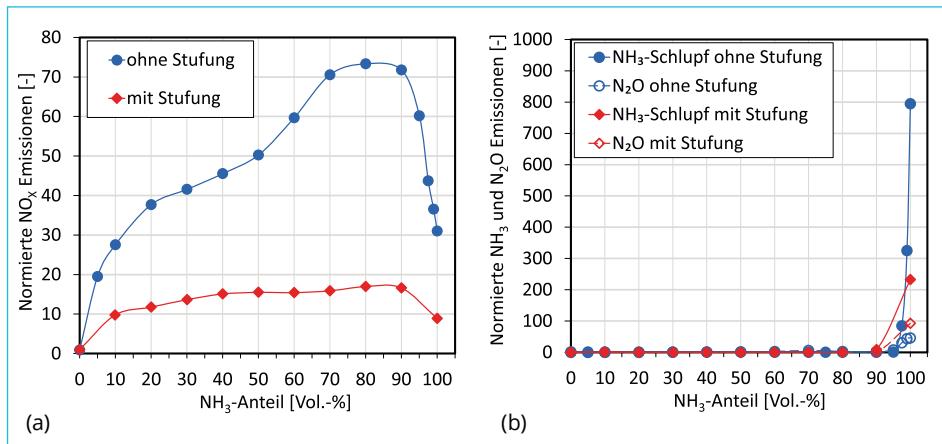


Abb. 4: a) NO_x -, (b) N_2O - und NH_3 -Emissionen für 300 kW Feuerungsleistung in Abhängigkeit des NH_3 -Anteils im Erdgas mit und ohne Luftstufung

Die längere Verweilzeit im Primärbereich, verbunden mit den höheren Temperaturen im Sekundärbereich, fördert vermutlich die Aufspaltung und anschließende Reaktion des NH_3 . Da die Luftstufung einen sehr großen Einfluss auf die resultierenden Abgas-Emissionen ausübt, wurden weitere Versuche hinsichtlich der optimalen Stufenluftmenge durchgeführt. Die Abbildung 5 zeigt beispielhaft die normierten (a) NO_x -Emissionen und (b) N_2O - und NH_3 -Emissionen in Abhängigkeit von der Stufenluftmenge für 150 kW und 250 kW Feuerungsleistung mit 100 % NH_3 . Während die NO_x -Emissionen auf den Erdgas-Referenzzustand normiert wurden, sind die N_2O - und NH_3 -Emissionen wiederum auf die Referenz 1 ppm bezogen.

Aus der Abbildung 5 a ist ersichtlich, dass mit steigender Luftstufung die NO_x -Emissionen sinken. Je höher die Feuerungsleistung ist, desto größer ist der Einfluss der Luftstufung. Die Erhöhung der Stufenluft sind jedoch hinsichtlich der emittierenden NH_3 - und N_2O -Emissionen Grenzen gesetzt, wie die Abbildung 5 b zeigt. Ab einem Stufenluftanteil von ca. 35 % bis 40 % steigt für beide Feuerungsleistungen der NH_3 -Schlupf exponentiell und die N_2O -Emissionen quadratisch an. Die Erhöhung der Feuerungsleistung verschiebt den Umschlagspunkt zu etwas höheren Stufenluftanteilen. Der Trend bleibt hingegen vergleichbar. Für das vorliegende Feuerungssystem im halbindustriellen Maßstab existiert somit ein Optimum zwischen erzielbarer NO_x -Reduktion und Emission von NH_3 und N_2O , welches leistungsabhängig ist.

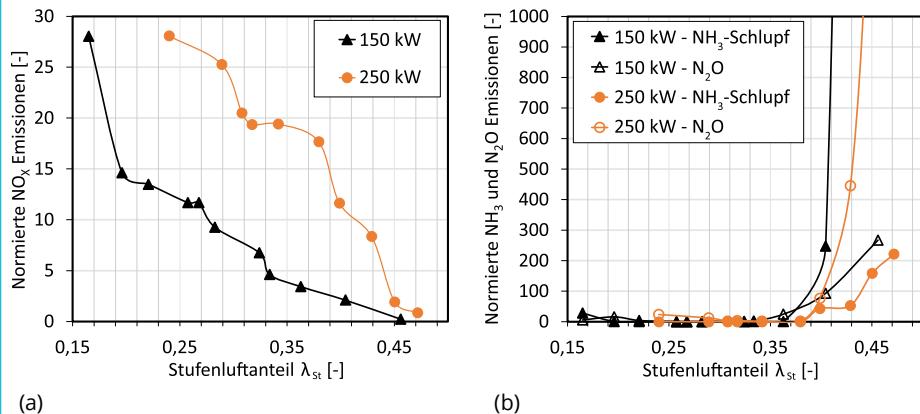


Abb. 5: (a) NO_x -, (b) N_2O - und NH_3 -Emissionen für 150 kW und 250 kW Feuerungsleistung mit 100 % NH_3 in Abhängigkeit des Stufenluftanteils

Dass der Umschlagspunkt bei ca. 35 % beobachtet wird, könnte mit der oberen Explosionsgrenze von Ammoniak zusammenhängen, die in gleicher Größenordnung liegt. Die fehlende Verbrennungsluft im Primärbereich behindert die Reaktion und entsprechend sinken die Verbrennungstemperaturen. Die Temperatur der Gase aus dem Primärbereich könnte dann nicht mehr ausreichend sein, um die Reaktion mit Erreichen der Stufenluft zu gewährleisten. Die Folge sind steigender NH_3 -Schlupf und N_2O -Emissionen. Dass der Umschlagspunkt mit steigender Feuerungsleistung zu etwas höheren Stufenluftanteilen leicht ansteigt, ist vermutlich die Folge der höheren Verbrennungstemperaturen, welche eine Reaktion im Bereich der Stufenluft länger aufrechterhalten kann. Ein ähnliches Verhalten wurde auch von Biebl et al. [5] im Labormaßstab beobachtet.

5. Zusammenfassung

Die Verbrennung von Ammoniak als potenziell CO_2 -neutralem Brennstoff stellt konventionelle Feuerungssysteme aufgrund seiner ungünstigen Verbrennungseigenschaften vor Herausforderungen. Insbesondere die niedrige Flammenstabilität und die hohen NO_x -Emissionen erfordern ein angepasstes Feuerungssystem, um 100 % Ammoniak stabil und vergleichsweise emissionsarm verbrennen zu können.

Die vorliegenden Ergebnisse zeigen, dass trotz ungünstiger Eigenschaften die Verbrennung von 100 % Ammoniak in einem halbindustriellen Maßstab technisch möglich ist. Bei unkontrollierter Verbrennung sind jedoch die sehr hohen Stickoxid-Emissionen unter gleichzeitiger Vermeidung von Ammoniak-Schlupf und Lachgas herausfordernd. Verglichen mit Erdgas werden Stickoxid-Konzen-

trationen in der Größenordnung vom zehn- bis hundertfachen beobachtet. Durch den gezielten Einsatz einer Luftstufung können die NO_x-Emissionen auf ein Niveau von mindestens dem fünf- bis zehnfachen gesenkt werden. Ein weiteres Reduktionspotenzial ist zwar grundsätzlich möglich, erfordert aber eine präzise Steuerung und Kontrolle der Luftstufung über die gesamte Feuerungsleistung. Für das vorhandene Feuerungssystem lag dieser Wertebereich bei ca. 35–40 % der Gesamtluftmenge. Wird dieser Bereich verlassen, steigen entweder die NO_x-Emissionen stark an oder es treten nennenswert Ammoniak-Schlupf und Lachgas im Abgas auf.

Trotz der äußerst vielversprechenden Ergebnisse birgt der direkte Einsatz von Ammoniak als Brennstoff für die industrielle Wärmeerzeugung somit noch Herausforderungen und erweiterten Forschungsbedarf, um eine potenzielle CO₂-Neutralität bei gleichzeitiger Reduktion aller relevanten Schadstoffemissionen gewährleisten zu können.

6. Quellen

- [1] A. Valera-Medina, H. Xiao, M. Owen-Jones, W. I. F. David und P. J. Bowen: Ammonia for power, *Progress in Energy and Combustion Science*, Bd. 69, pp. 63–102, 2018.
- [2] M. C. Franco, R. C. Rocha, M. Costa und M. Yehia: Characteristics of NH₃/H₂/air flames in a combustor fired by a swirl and bluff-body stabilized burner, *Proceedings of the Combustion Institute*, Bd. 38, Nr. 4, pp. 5129–5138, 2021.
- [3] M. O. Vigueras-Zúñiga, M. E. Tejeda-del-Cueto, S. Mashruk, M. Kovaleva, C. L. Ordóñez-Romero und A. Valera-Medina: Methane/Ammonia Radical Formation during High Temperature Reactions in Swirl Burners, *Energies*, Bd. 14, p. 6624, 2021.
- [4] M. Alnajideen, H. Shi, W. Northrop, D. Emberson, S. Kan, P. Czyzewski, M. Alnaeli, S. Mashruk, K. Rouwenhorst, C. Yu, S. Eckart und A. Valera-Medina: Ammonia combustion and emissions in practical applications: a review, *Carbon Neutrality*, Bd. 3, Nr. 13, 2024.
- [5] M. Biebl, J. Leicher, A. Giese und C. Wieland: A comprehensive study of non-premixed combustion of ammonia and its blends: Flame stability and emission reduction, *Fuel*, Bd. 386, p. 134501, 2025.
- [6] S. Mashruk, E. Okafor, M. Kovaleva, A. Alnasif, D. Pugh und A. Hayakawa: Evolution of N₂O production at lean combustion condition in NH₃/H₂/air premixed swirling flames, *Combustion and Flame*, Bd. 244, p. 112299, 2022.

DAS UNBEKANNT IST UNSER SPEZIALGEBIET.

Projekte im Energie- und Kraftwerkssektor werden zunehmend komplexer. Der Bedarf an ganzheitlichen und innovativen Lösungen rund um Themen wie **regenerative Wärmequellen** für Fernwärmesysteme, **Wärmepumpen** und **Wärmespeicher**, **CO₂-Abscheidung** und **-Nutzung** sowie **Anlagenmodernisierung unter Betrieb** wird immer größer.

Sehen auch Sie sich mit solchen Herausforderungen konfrontiert?

Diesen möchten wir uns gemeinsam mit Ihnen stellen.

EXPLORING TOGETHER.





Ihr Partner im Anlagenbau

**GANZHEITLICHE LÖSUNGEN
AUS EINER HAND.**

- | Umwelttechnik – DeNOx-Anlagen (SNCR / SCR)
- | Verfahrens- und Anlagentechnik
- | Elektro-, Mess-, Steuerungs- und Regelungstechnik
- | Service, Wartungen und Revisionen
- | Ersatz- und Verschleißteilgeschäft
- | Chemikalienhandel (Harnstofflösung mit oder ohne Additive, AdBlue®, Ammoniakwasser, u.v.m.)



vdh-group.de

Konzept zur Optimierung der Ammoniak-Verbrennung für industrielle Brennersysteme

Bernd Feller, Marcel Biebl, Anne Giese und Christoph Wieland

1.	Hintergrund	120
2.	Herausforderungen zur direkten Nutzung von Ammoniak als Brenngas	121
3.	Partielles, thermisches Cracken von Ammoniak durch neuartiges Brennerkonzept	122
4.	Experimentelle Untersuchung des entwickelten Brennerkonzepts	125
5.	Technologietransfer auf ein industrielles Brennersystem.....	127
6.	Zusammenfassung der Forschungsergebnisse.....	129
7.	Quellen	130

Im Kontext einer großskaligen, dekarbonisierten Energieversorgung erscheint neben der Nutzung von Wasserstoff mittlerweile auch die direkte Nutzung von Ammoniak als Brenngas zukünftig als eine interessante Option zur Bereitstellung von Prozesswärme mit großem Potenzial, insbesondere für dezentrale Industriestandorte ohne direkten Zugang zum Wasserstoff-Kernnetz. Trotz zahlreicher verbrennungstechnischer Herausforderungen, die mit Ammoniak als Brennstoff einhergehen, wurden inzwischen verschiedene Ansätze zur Stabilisierung von NH₃-Flammen untersucht. Gleichzeitig führt die Verbrennung von Ammoniak zu deutlich höheren Stickoxid-Emissionen als bei Wasserstoff oder Erdgas. In der Praxis zeigt sich dabei häufig eine Diskrepanz zwischen der sicheren Flammenstabilisierung und einem gleichzeitig schadstoffarmen Betrieb. Um Ammoniak dennoch als klimafreundlichen Energieträger in der Industrie zu etablieren, braucht es innovative Brennerkonzepte, die sowohl emissionsarm als auch industrietauglich sind. In diesem Beitrag wird ein solches Brennerkonzept vorgestellt, das darauf abzielt, Ammoniak im Brenner thermisch zu cracken. Dabei wird der Ammoniak vor der eigentlichen Verbrennung ohne Ver-

wendung eines zusätzlichen Katalysators in ein Synthesegasgemisch aus NH_3 , H_2 und N_2 überführt. Der dabei freigesetzte Wasserstoff wirkt sich positiv auf die Flammenstabilität aus und ermöglicht einen deutlich stabileren und kontrollierbareren Verbrennungsprozess.

Nachdem die Funktionsweise des vorgestellten Konzepts durch grundlegende Untersuchungen an einem Laborprüfstand erfolgreich nachgewiesen werden konnte, wurde das Brennerkonzept in ein industrielles, additiv gefertigtes Rekuperatorbrennersystem integriert. Erste Versuche unter semi-industriellen Bedingungen lieferten vielversprechende Ergebnisse: Durch eine interne Vorwärmung gelang es, Ammoniak teilweise in Wasserstoff und Stickstoff zu spalten. Dies führte zu einer deutlich erhöhten Reaktivität des Brenngases und damit zu einer signifikanten Stabilisierung der Flamme. Gleichzeitig konnten die NO_x -Emissionen dank primärer Minderungsmaßnahmen um rund 70 % reduziert werden – auf ein Niveau, das mit konventionellen Erdgasbrennern vergleichbar ist.

1. Hintergrund

Die Nationale Wasserstoffstrategie der Bundesregierung rückt Wasserstoff (H_2) als klimafreundlichen Energieträger zunehmend in den Fokus. Ein bedeutender Schritt zum Hochlauf der H_2 -Infrastruktur wurde im Oktober 2024 durch die Genehmigung des Wasserstoff-Kernnetzes getan. Mittlerweile ist allerdings klar, dass der Großteil des inländischen Bedarfs an grünem H_2 vor allem kurz- und mittelfristig in Form von Wasserstoff-Derivaten, wie Ammoniak (NH_3), Methanol (MeOH) oder flüssigen Wasserstoff (LH_2), importiert werden muss [1]. Aufgrund der Tatsache, dass Ammoniak, besonders für die Düngemittelindustrie, schon heute im großskaligen Bereich hergestellt und transportiert wird, erscheint NH_3 als Wasserstoffderivat besonders geeignet. So existieren beispielsweise bereits globale Produktionskapazitäten mit einer Kapazität von über 220 Mio. Tonnen [2]. Die für den Import notwendigen nationalen und europäischen Importterminals befinden sich aktuell, wie in Wilhelmshaven oder Rotterdam, im Aufbau und sollen bereits ab 2026 in Betrieb gehen. Durch die ersten abgeschlossenen, internationalen Lieferverträge für grünes NH_3 zwischen der Bundesregierung und Ländern wie Ägypten wird der Import von Ammoniak zusätzlich beschleunigt [3]. Während die meisten Strategien nach dem Import die Abspaltung des Wasserstoffs aus dem Ammoniak und dessen Einspeisung ins Netz vorsehen, birgt die direkte Nutzung von NH_3 in der Industrie, der Schifffahrt und bei der Bereitstellung von Hochtemperatur-Prozesswärme großes Potenzial. Insbesondere für dezentrale Industriestandorte ohne direkten Zugang zum Wasserstoff-Kernnetz bietet NH_3 eine vielversprechende Option für eine großskalige, dekarbonisierte Energieversorgung.

2. Herausforderungen zur direkten Nutzung von Ammoniak als Brenngas

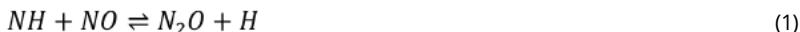
Während Ammoniak hinsichtlich der Transport- und Speichereigenschaften erhebliche Vorteile gegenüber Wasserstoff aufweist und bei Umgebungsdruck schon bei -33 °C anstatt bei -252 °C verflüssigt werden kann, sind die Trends hinsichtlich der Verbrennungseigenschaften völlig gegensätzlich. Anders als H₂ ist NH₃ ein äußerst reaktionsträges Brenngas, welches sich nicht nur schwerer entzünden lässt, sondern die Stabilisierung von technisch relevanten Flammen erheblich erschwert. Tabelle 1 zeigt eine Gegenüberstellung der relevanten Größen bei der Verbrennung der genannten Brenngase mit Luft.

Tab. 1: Vergleich der Verbrennungseigenschaften von Wasserstoff und Ammoniak [4]

	H ₂	NH ₃
Unterer Heizwert (MJ/m ³)	10,8	14,35
Zündgrenzen in Luft (λ)	0,14–10	0,71–1,59
Adiabate Flammentemperatur in Luft bei $\lambda = 1$ (°C)	2.110	1.800
Selbstzündtemperatur (°C)	520	650
Mindestzündenergie (mJ)	0,019	14
* Laminare Flammengeschwindigkeit bei $p = 1\text{bar}$, $\lambda = 1$ (cm/s)	227,31	6,9
* Zündverzugszeit bei $p = 1\text{bar}$, $T_{in} = 1.200\text{ K}$ (ms)	0,04	59,45
* berechnet mit dem NH ₃ -Reaktionsmechanismus nach Shrestha [5]		

Neben den deutlich engeren Zündgrenzen weist NH₃ eine um 130 °C höhere Selbstzündtemperatur sowie eine um mehr als 700-fach höhere Mindestzündenergie auf, sodass sich brennbare Gemische nicht nur seltener einstellen, sondern schwieriger zu entzünden sind. Für industrielle Brennersysteme ist zusätzlich besonders die Kombination aus niedriger laminarer Flammengeschwindigkeit und hoher Zündverzugszeit herausfordernd, da die Gefahr zur Entstehung von instabilen Verbrennungszuständen oder das Abheben der Flamme wesentlich höher ist. Trotz dieser vielfältigen verbrennungstechnischen Herausforderungen gibt es mittlerweile vielfältige Ansätze zur Stabilisierung von NH₃ bzw. NH₃-haltigen Flammen. Neben der Zumischung von reaktionsfreudigeren Gasen wie beispielsweise H₂ oder Erdgas (NG) erscheint vor allem die Flammenstabilisierung über Drall als geeignete Methode zur Stabilisierung von Ammoniak-Flammen [6]. In diesem Zusammenhang zeigte sich, dass die Flammenform bei der Verbrennung von Ammoniak einen entscheidenden Einfluss auf die gemessene Konzentration an NO ausübt. So wiesen im Rahmen der Untersuchungen besonders stabile, drall-stabilisierte Flammen ein hohes NO-Bildungspotenzial auf. Im Gegensatz dazu führten gestreckte Reaktionszonen (lange Flammen) zu einem deutlich geringeren NO_x-Emissionsbildungerverhalten. Allerdings stellte sich in diesen Fällen die Flammenstabilität als be-

grenzender Faktor dar [6] [7]. Im Zuge der Instabilität ist darüber hinaus die Bildung einer weiteren Spezies kritisch zu sehen: Distickstoffoxid (N_2O) kann bei der Verbrennung von Ammoniak und ammoniakhaltiger Brenngase entstehen und ist mit einem GWP von 310 (120 Jahre Verweildauer in der Atmosphäre) [8] in erheblichem Maße klimaschädlicher als CO_2 . Wie auch schon NO ist N_2O im Kontext der NH_3 -Verbrennung zudem nicht nur eine Abgasemission, die es zu vermeiden gilt, sondern auch ein Zwischenprodukt während der Verbrennung. Über Gleichung 1 besteht ein direkter Zusammenhang zwischen der Reduzierung von NO und der Bildung von N_2O .



Das gebildete N_2O wird bei ausreichender Anwesenheit der reaktiven Spezies H über Gleichung 2 wiederum zu N_2 reduziert [4].



Durch eine gezielte Verbrennungsführung lassen sich die Konzentration der Schadstoffe NO und N_2O massiv beeinflussen und zu N_2 reduzieren. Eine besonders wirksame Methode zur Vermeidung von NO und N_2O ist hierbei die gestufte Verbrennung (fett-magere Verbrennung), die bei bisherigen reaktions-kinetischen und experimentellen Untersuchungen am GWI zu NO_x -Reduktionsraten von bis zu 80 % führten [6] [7]. Aufgrund der reduzierten Luftmenge im primären Verbrennungsbereich ergibt sich dort allerdings auch eine reduzierte Wärmefreisetzung, sodass bei zu starker Luftstufung Instabilitäten innerhalb der Flamme auftreten können, die wiederum zu hohen Konzentrationen an unverbranntem NH_3 und N_2O führen. Vor diesem Hintergrund wird deutlich, dass eine gezielte Erhöhung der Flammenstabilität entscheidend ist, um das Potenzial primärer NO_x -Minderungsmaßnahmen voll ausschöpfen zu können. Nachfolgend wird hierfür ein innovatives Verbrennungskonzept vorgestellt.

3. Partielles, thermisches Cracken von Ammoniak durch neuartiges Brennerkonzept

Da die Anwesenheit eines reaktiveren Gases innerhalb des Brenngasmisches die Flammenstabilität ammoniakhaltiger Brenngasmische signifikant verbessert, erscheint das partielle Cracken des Ammoniaks als eine weitere geeignete Methode zur Flammenstabilisierung. Das Cracking von Ammoniak stellt die Umkehrreaktion zur NH_3 -Herstellung dar und ist ein endothermer Prozess bei dem NH_3 unter Energieeinsatz zu H_2 und N_2 aufgespalten wird. Aufgrund der Endothermie des Prozesses beträgt der Energieverlust heutiger industrieller Cracker etwa 15 % des eingesetzten Wasserstoffs. Bei Anlagen mit geringer Wärmerückgewinnung zur Vorwärmung des NH_3 und der Berücksichtigung der internen Wasserstoff- und Wärmeverluste kann dieser Energieverlust auf bis zu 30 % ansteigen [2]. Zur Reduzierung dieses hohen Energieverlustes wird beim

nicht-katalytischen, partiellen Cracken bei Temperaturen von > 700 °C nur ein gewisser Anteil des Ammoniaks aufgespalten, sodass sich die Verbrennungseigenschaften durch die Anwesenheit von H_2 verbessern. Für die industrielle Nutzung von Ammoniak als Brenngas wäre mit den heutigen Systemen allerdings trotzdem zusätzliche Peripherie für das partielle Cracken notwendig.

Um dennoch die Vorteile des partiellen Crackens zur Stabilisierung der NH_3 -Verbrennung nutzen zu können, wurde am GWI gemeinsam mit der Firma Kueppers Solutions GmbH ein Laborbrennerkonzept entwickelt, dass eine interne Vorwärmung und damit einhergehend eine teilweise Aufspaltung des Ammoniaks vorsieht. Abbildung 1 zeigt schematisch neben den temperaturbedingten Konzentrationsverläufen von NH_3 , H_2 und N_2 über die Länge einer solchen Vorwärmzone (rechts) zudem den Versuchsaufbau inklusive des installierten Laborbrenners (links). Das Brennerdesign basiert auf einem bereits detailliert untersuchten Laborbrenner [6], welcher um eine interne Vorwärmzone sowie eine integrierte Luftstufung erweitert und im SLM-Verfahren (Selective Laser Melting) als ein monolithisches Bauteil additiv gefertigt wurde.

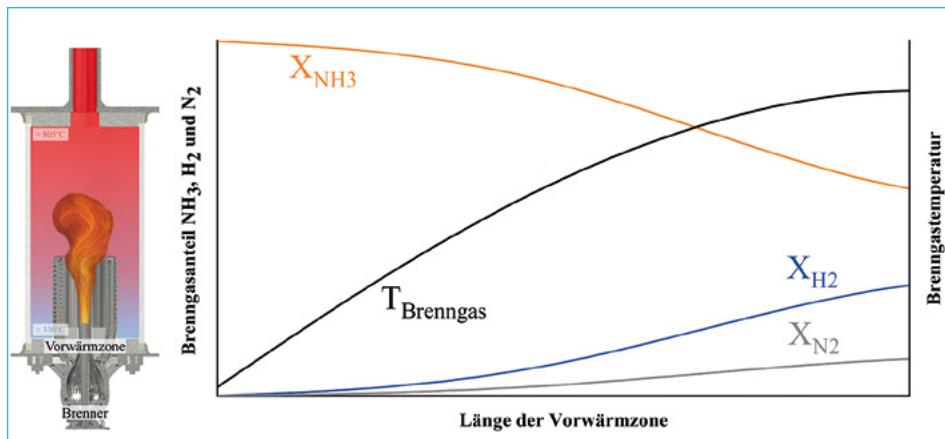


Abb. 1: links: Versuchsaufbau des Laborbrennerprüfstands mit interner Vorwärmzone und integrierter Luftstufung, rechts: Qualitativer, volumetrischer Konzentrations- und Temperaturverlauf über die Länge der Vorwärmzone

Wie in Abbildung 1 (links) zu erkennen ist, ist die sogenannte Vorwärmzone als Flammenrohr ausgeführt, mit der Absicht, die durch den Verbrennungsprozess freigesetzte Energie zu nutzen, um über einen wendelförmigen Wärmeübertrager das Ammoniak intern vorzuwärmen und, je nach erreichtem Temperaturniveau innerhalb der Vorwärmzone, partiell aufzuspalten (Abbildung 1, rechts). Neben dem Temperaturniveau ist hierbei vor allem der für den Wärmeübertrager verwendete Werkstoff entscheidend, da die Berücksichtigung der reinen, homogenen Gasphasenreaktion das Spaltverhalten unterschätzt. Um aussagekräftige Ergebnisse hinsichtlich der Cracking-Raten zu erhalten, ist es

daher notwendig, die heterogene Reaktion des Ammoniaks in der Gasphase und an den Wärmeübertragerwänden zu berücksichtigen, da beispielsweise bei Edelstählen, die Anwesenheit von Eisen zur Bildung von Eisennitrid auf der Oberfläche führt, welches wiederum katalytisch wirkt, die Aktivierungsenergie der Spaltreaktion herabsetzt und die NH_3 -Spaltung somit signifikant erhöht [9].

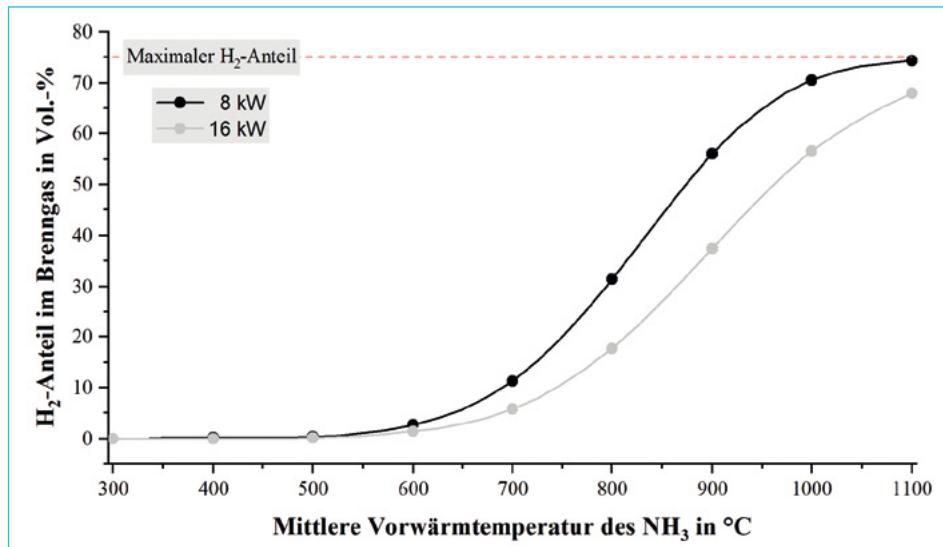


Abb. 2: H_2 -Anteil im Crackinggas in Abhängigkeit der Vorwärmtemperatur

Auf Basis der experimentellen und numerischen Arbeiten von Feng et al. [9] wurde ein reaktionskinetisches Berechnungsmodell aufgesetzt, welches das thermische Cracking von Ammoniak innerhalb eines Plug-Flow-Reaktors (PFR) über einen heterogenen Oberflächenreaktionsmechanismus abbildet. Über den Durchmesser und die Länge des Rohrreaktors sowie den Brennstoffvolumenstrom bzw. die Strömungsgeschwindigkeit innerhalb des PFR lassen sich so, in Abhängigkeit von der mittleren Vorwärmtemperatur des Ammoniaks, die erreichbaren H_2 -Anteile innerhalb des Spaltgases für eine gegebene Wärmeübertragergeometrie berechnen. Die Ergebnisse der Berechnungen zum integrierten Wärmeübertrager sind in Abbildung 2 für zwei unterschiedliche Brennerleistungen dargestellt. Es ist zu erkennen, dass bei höheren Brennerleistungen der H_2 -Anteil im Brenngas bei gleicher mittlerer Vorwärmtemperatur abnimmt. Während bei einer Vorwärmtemperatur von 700 °C und 8 kW Brennerleistung schon etwa 11,3 % Wasserstoff im Crackinggas enthalten sind, beträgt der Wasserstoffanteil bei 16 kW nur 5,9 %. Die Ursache für die geringere Crackingrate ist auf den doppelten Brenngasvolumenstrom zurückzuführen, wodurch die Verweilzeit des NH_3 innerhalb des PFR halbiert wird. Neben den durchgeführten Simulationen war es für den Funktionsnachweis des Brennerkonzeptes unumgänglich, hinreichende Untersuchungen am Laborprüfstand durchzuführen.

4. Experimentelle Untersuchung des entwickelten Brennerkonzepts



Abb. 3: Labordemonstrator mit Vorwärmzone im Betrieb mit 100 % NH₃ ($P_{\text{Brenner}} = 8 \text{ kW}$, $\lambda = 1,1$, $S = 1,1$)

Da eine exakte Bestimmung der mittleren Vorwärmtemperatur nicht ohne weiteres möglich war, konnte im Rahmen der Untersuchungen die erreichte Cracking-Rate nur anhand einer gemessenen Temperatur am Austritt der Vorwärmzone und der Annahme eines qualitativen Temperaturprofils über die Gesamtlänge der Vorwärmzone abgeschätzt werden. Abbildung 3 zeigt den ungestuften Betrieb des Laborbrenners mit 100 % NH₃. Zu erkennen ist hierbei deutlich, dass die obere Hälfte des Flammenrohrs intensiv glüht. In diesem Bereich werden schätzungsweise Temperaturen von 850–950 °C erreicht. Gemäß der Arbeiten von Feng et al. [9] kann so in erster Näherung von H₂-Anteilen von 9,9–15,1 Vol.-% im NH₃-H₂-N₂-Gemisch ausgeganen werden. Im Zuge dessen zeigte sich zusätzlich, dass sich stets ein thermisches Gleichgewicht zwischen der vom NH₃ aufgenommenen Wärme und der von der NH₃-Flamme abgegebenen Wärme einstellt und das Bauteil somit nicht überhitzt. Die Lage des thermischen Gleichgewichtes und somit auch der Grad des partiellen Crackens ist dabei stark von der Brennerleistung, der globalen Stöchiometrie und der eingestellten Luftstufung abhängig, da eine Wechselwirkung mit der sich ausprägenden Flammenform besteht. Durch die Vorwärmung und den Wasserstoff im Brenngas wechselt der dominierende Stabilisierungsmechanismus von einer drall-stabilisierten in eine chemisch-stabilisierte Flamme, wodurch die ursprünglich, kompakte Reaktionsfront in die Länge gezogen und weniger NO gebildet wird. In Kombination mit der integrierten Luftstufung können die NO-Emissionen, bei gleichzeitig niedrigen N₂O-Emissionen und vollständigem Ausbrand, zusätzlich reduziert werden. Abbildung 4 zeigt den Einfluss der Luftstufung auf die gemessenen Konzentrationen im feuchten bzw. trockenen Abgas. Der Sekundärluftanteil $X_{L,\text{sek}}$ ist dabei nach Gleichung 3 als volumetrischer Anteil an der gesamten Luftmenge definiert.

$$X_{L,\text{prim}} + X_{L,\text{sek}} = 1 \quad (3)$$

Die Eindüsung der Sekundärluft erfolgt über eine Vielzahl an Düsen, die am Ende der Vorwärmzone innerhalb des Bauteils integriert sind, sodass der vollständige Ausbrand im gestuften Brennermodus erst innerhalb der Brennkammer stattfindet.

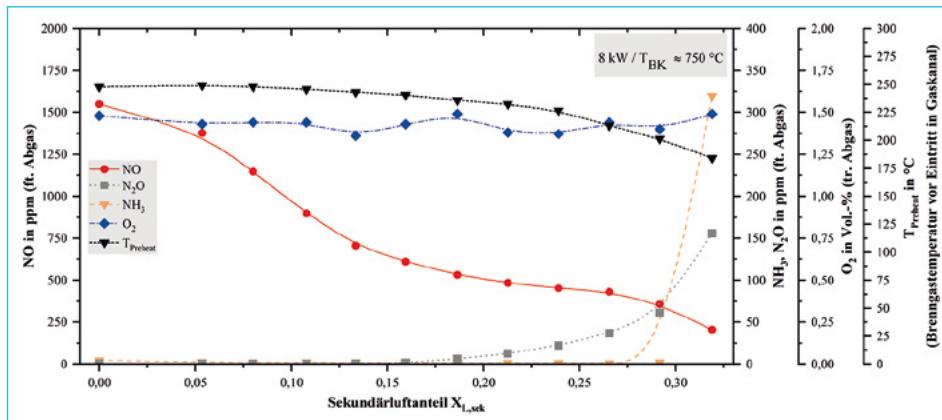


Abb. 4: Einfluss der Luftstufung auf die Konzentrationen an NO, N_2O , NH_3 und O_2 sowie die Vorwärmtemperatur des Ammoniaks, $Q_{th} = 8 \text{ kW}$, $\lambda \approx 1,07$

Wie in der Abbildung 4 zu erkennen ist, konnten die NO-Konzentrationen im gestuften Betrieb um bis zu 70 % ($X_{L,sek} = 0,21$) reduziert und gleichzeitig niedrige Konzentrationen an N_2O und NH_3 von unter 10 ppm erzielt werden. Darüber hinaus war zwar ein weiterer Abfall der NO-Konzentrationen zu verzeichnen, allerdings stiegen die N_2O -Konzentrationen stetig auf bis zu 61 ppm bei $X_{L,sek} = 0,32$ an. Bei einer weiteren Steigerung des Sekundärluftanteils ($X_{L,sek} = 0,32$) konnte ein sprunghafter Anstieg an N_2O sowie an unverbranntem NH_3 beobachtet werden. Der exponentielle Anstieg der N_2O - und NH_3 -Konzentrationen lässt sich im Rahmen der Ammoniakverbrennung als deutliches Anzeichen für wachsende Flammeninstabilitäten interpretieren [6] [7] und zeigte sich in der Form, dass die Flamme durch eine zusätzliche Erhöhung des Sekundärluftanteils nach erheblichen Instabilitäten erlosch.

Des Weiteren ist anhand der Abbildung 4 zu beobachten, dass die gemessene Vorwärmtemperatur – vor Eintritt in die Brenngasdüsen – mit zunehmender Luftstufung abnimmt. Dies ist darauf zurückzuführen, dass sich mit steigendem Sekundärluftanteil die Hauptreaktionszone mehr und mehr in die Brennkammer verschiebt, sodass weniger Wärme zur NH_3 -Vorwärmung zur Verfügung steht und der Anteil des aufgespaltenen NH_3 abnimmt. Sobald nicht mehr ausreichend H_2 im Brenngas vorhanden ist, treten lokale Instabilitäten in der Flammenfront auf, die schließlich zum Erlöschen der Flamme führen.

An dieser Stelle sei zusätzlich erwähnt, dass sich aufgrund der Kompaktheit des Brennkammervolumens innerhalb der Brennkammer ein inhomogenes Temperaturfeld einstellt, welches qualitativ in Abbildung 1 dargestellt ist. Besonders bei stark gestuften Betriebszuständen mit längerer Flamme bleibt somit nicht mehr ausreichend Verweilzeit für den vollständigen Ausbrand. Die grundsätzliche Funktionsweise der Vorwärmzone sowie das Potenzial zur NO-Reduktion durch die integrierte Luftstufung konnten allerdings nachgewiesen werden, sodass das entwickelte Brennerkonzept anschließend auf eine industrielle Brennergröße übertragen werden konnte.

5. Technologietransfer auf ein industrielles Brennersystem

In einer Vielzahl von Wärmebehandlungsofen der Stahlindustrie werden Brenner mit einer thermischen Leistung von 30 kW eingesetzt, die mit einem Luft-Abgas-Wärmeübertrager zu kompakten, sogenannten Rekuperatorbrennern kombiniert werden. Das entwickelte Verbrennungskonzept für Ammoniak wurde auf einen solchen Brennertyp übertragen und mithilfe des metallischen 3D-Drucks nahezu vollständig als ein zusammenhängendes Bauteil gefertigt und ist in Abbildung 5 dargestellt.



Abb. 5: Additiv gefertigter 30-kW-Ammoniak-Rekuperatorbrenner (Quelle: Kueppers Solutions GmbH)

Abgesehen vom Brennergehäuse wurde der gesamte Rekuperatorbrenner sowie das Flammenrohr mit Vorwärmzone als ein monolithisches Bauteil additiv gefertigt, was ein absolutes Novum innerhalb der Brennertechnik ist. Im Rahmen der experimentellen Untersuchungen wurde der Prototyp allerdings zunächst ohne die Nutzung des Rekuperators im semi-industriellen Hochtemperaturversuchsofen des GWI betrieben, um die Funktionsweise der Vorwärmzone separat bewerten zu können. Während der Messkampagnen wurden die Betriebsparameter Brennerleistung, Luftstufung, globales Lambda und Ofenraumtemperatur variiert. In Abhängigkeit der mittleren Ofenraumtemperatur konnten so für einen Temperaturbereich von 850–965 °C und im Betriebs-

zustand mit sichtbarer Flamme, NO-optimierte Betriebspunkte experimentell ermittelt werden. Die gemessenen Abgas-Konzentrationen in Abhängigkeit der Ofenraumtemperatur sind in Abbildung 6 für den Teillastbetrieb bei 18 kW dargestellt.

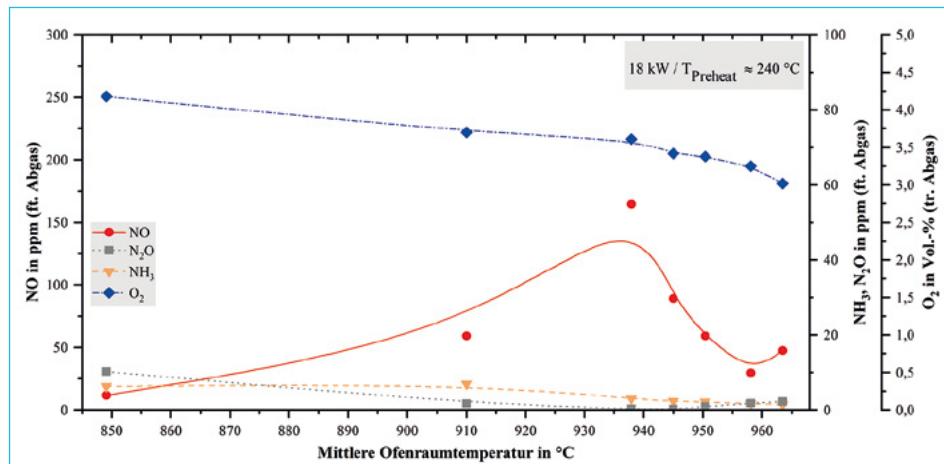


Abb. 6: Optimale Arbeitspunkte im Ammoniak-Betrieb bei 18 kW Brennerleistung und variabler Ofenraumtemperatur

Für nahezu alle Ofenraumtemperaturen konnte ein Betriebspunkt mit einer gemessenen NO-Konzentration unterhalb von 100 ppm, teilweise sogar unterhalb von 30 ppm, eingestellt werden, abgesehen vom Messpunkt bei 937 °C. Gleichzeitig sind die Konzentrationen an N₂O und NH₃ nahe null bzw. unterhalb von 10 ppm. Durch das partielle Cracken des NH₃ und die Anwesenheit von H₂ etabliert sich eine lange, stramme Flamme innerhalb des Ofens. Trotz stark gestufter Betriebszustände ($X_{L,sek} > 0,2$) treten durch die chemische Stabilisierung keine Flammeninstabilitäten auf, was durch die geringen Konzentrationen an N₂O und NH₃ bestätigt wird. Begünstigt werden die niedrigen NO-Konzentrationen, neben der starken Luftstufung, unter anderem auch durch das verhältnismäßig große Ofenraumvolumen und die hohen Temperaturen innerhalb des Ofens, da so ideale Bedingungen für den NO-Reduktionspfad des thermischen DeNO_x vorliegen. Ausschlaggebend ist hierbei, über die Gleichungen 4 und 5 [4], die Reaktion von NO mit NH₂ zu N₂ oder NNH, welches bei der NH₃-Verbrennung überwiegend zu molekularem Stickstoff reagiert [7].



Nach Miller et al. [10] findet die Reduktion von NO über NH₂ vor allem im Temperaturfenster von 730–1.130 °C statt und wird durch leicht überstöchiometrische Bedingungen sowie längere Verweilzeiten zusätzlich begünstigt. Durch die Anwesenheit von H₂ im Brenngas verschiebt sich zudem das Temperaturfenster

für eine optimale NO-Reduktion zugunsten niedrigerer Temperaturen, was darauf zurückzuführen ist, dass die für die Umwandlung von NH_3 in NH_2 notwendigen reaktiven Spezies, wie OH , O und H , nicht erst über verzweigte Kettenreaktionen produziert werden müssen, sondern dass diese Konzentrationen bereits zu Beginn der Verbrennung drastisch erhöht sind [10]. Wie bereits beim Brennersystem im Labormaßstab stellte sich während des Brennerbetriebs ein thermisches Gleichgewicht innerhalb der Vorwärmzone ein, sodass keine Überhitzung des Bauteils festgestellt werden konnte. Der Technologietransfer vom Labor- in den industriellen Maßstab kann für den Brennerbetrieb ohne vorgewärmte Verbrennungsluft somit als erfolgreich bewertet werden.

6. Zusammenfassung der Forschungsergebnisse

Zur Stabilisierung von nicht-vorgemischten Ammoniak-Luft-Flammen wurde ein Brennerkonzept entwickelt, bei dem mithilfe des partiellen, nicht-katalytischen Crackens die Stabilität der NH_3 -Verbrennung signifikant erhöht wurde. Über eine integrierte Luftstufung konnten die NO_x -Emissionen zudem deutlich reduziert werden. Neben der experimentellen Untersuchung eines Laborbrenners und der Ermittlung der erreichten Cracking-Raten anhand von heterogenen, reaktionskinetischen Berechnungen konnte die Funktionsweise des entwickelten Brennerkonzeptes erfolgreich nachgewiesen werden. Durch den gelungenen Transfer der Technologie vom Labormaßstab in ein industrielles Brennersystem konnten im Rahmen von experimentellen Messkampagnen weitere Potenziale des partiellen Crackens und relevante NO-Reduktionsmechanismen im Kontext der NH_3 -Verbrennung identifiziert werden. Für verschiedene Ofenraumtemperaturen wurden experimentell optimale Arbeitspunkte des Brenners ermittelt, bei denen im reinen Ammoniakbetrieb NO_x -Emissionen erreicht wurden, die auf bzw. unterhalb des Niveaus konventioneller Erdgasbrenner liegen. Die wichtigsten Ergebnisse lassen sich daher wie folgt zusammenfassen:

- Das partielle, nicht-katalytische Cracken ist eine geeignete Stabilisierungsmaßnahme zur Verbrennung von Ammoniak und erhöht die Reaktivität innerhalb der Reaktionszone bereits bei moderaten H_2 -Anteilen im Brenngas signifikant.
- Die NO-Reduktion über den thermischen De NO_x -Mechanismus wird durch die partielle NH_3 -Spaltung positiv beeinflusst.
- Experimente zeigten je nach Betriebsbedingungen trotz des hohen NO-Bildungspotentials der NH_3 -Verbrennung sehr geringe NO_x -Konzentrationen.

Durch das entwickelte Brennerkonzept ist dementsprechend eine stabile und NO_x -optimierte Verbrennung von Ammoniak nicht nur möglich, sondern bietet ein immenses Potenzial für die Anwendung von NH_3 als Brenngas in der In-

dustrie. Mit einer nachgewiesenen NO_x-Konzentration von 61,5 mg/m³ bezogen auf 3 Vol.-% O₂ im trockenen Abgas unterschreitet das Brennersystem den aktuellen Grenzwert von 100 mg/m³, der gemäß TA-Luft [11] für Anlagen zur Erzeugung von Strom, Dampf, Warmwasser, Prozesswärme oder erhitztem Abgas durch den Einsatz von gasförmigen Brennstoffen mit einer Feuerungsleistung von < 50 MW gilt, deutlich und stellt damit bereits heute eine innovative, schadstoffarme Dekarbonisierungsoption für die Bereitstellung von Prozesswärme dar.

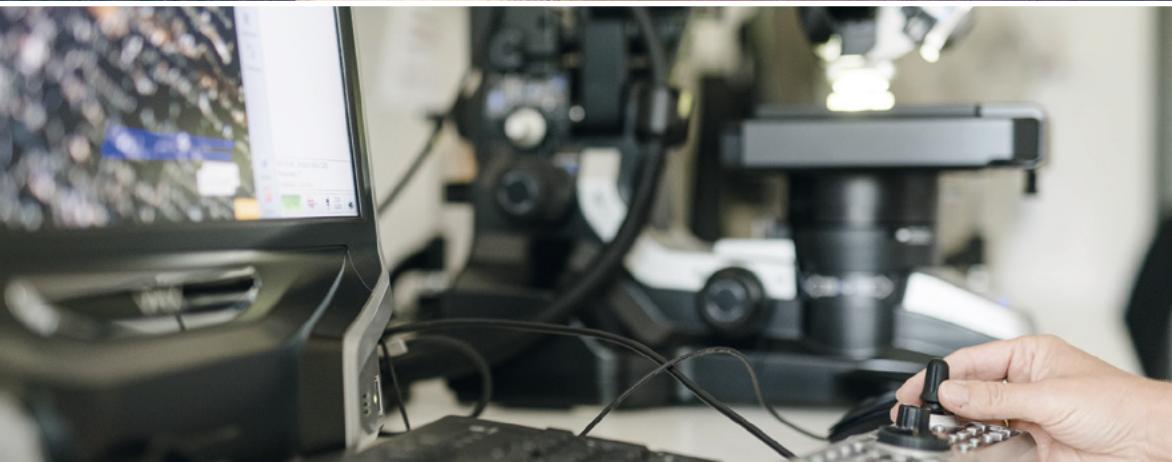
Danksagung

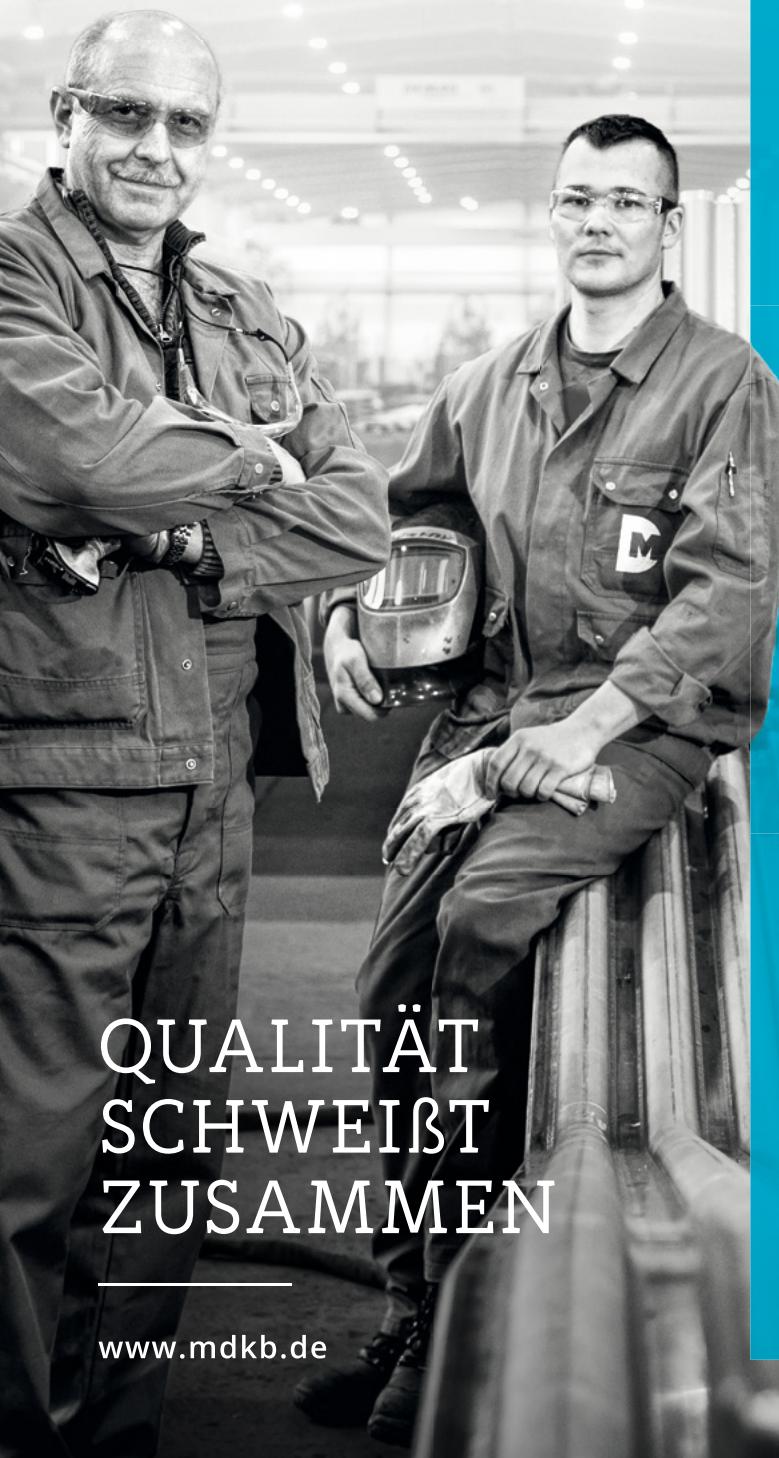
Die vorgestellten Ergebnisse basieren auf einem vom Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz geförderten ZIM-Kooperationsprojekt mit der Kueppers Solutions GmbH (Förderkennzeichen: KK5554301MP3). Die Autoren möchten sich an dieser Stelle herzlich für die Unterstützung bedanken.

7. Quellen

- [1] Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V.: *Wasserstoff: Bedarf und Beschaffungswege*, Bonn, Februar 2024.
- [2] Weltenergierat – Deutschland e. V.: *Ammoniak als Energieträger*, Berlin, Dezember 2023.
- [3] Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz: *H2Global: Erst Wasserstoff-Importe kommen aus Ägypten*, Pressemitteilung, Juli 2024, URL: www.bmwk.de/Redaktion/DE/Pressemitteilungen/2024/07/20240711-h2global.html (Stand: 01.06.2025).
- [4] Kobayashi, H., Hayakawa, A., Somarathne, K.D., Okafor, E.: *Science and technology of ammonia combustion*, Proceedings of the Combustion Institute, Vol. 37, Issue 1, p. 109–133, 2018.
- [5] Shrestha, K.P.: *Detailed Kinetic Modeling of Ammonia Combustion*, Technische Universität Cottbus-Senftenberg, 2021.
- [6] Biebl, M., Leicher, J., Giese, A., Wieland, C.: *A comprehensive study of non-premixed combustion of ammonia and its blends: Flame stability and emission reduction*, Fuel, Vol. 386, 134501, April 2025.
- [7] Feller, B., Biebl, M., Giese, A., Wieland, C.: *Low-NO_x Ammonia Combustion: Chemical Reactor Network Simulations vs Experiments*, ECOS-Konferenz, Rhodos, 2024.
- [8] Joos, F.: *Technische Verbrennung. Verbrennungstechnik, Verbrennungsmodellierung, Emissionen*, Heidelberg, Springer-Verlag, 2006.
- [9] Feng, P., Lee, M., Wang, D., Suzuki, Y.: *Ammonia thermal decomposition on quartz and stainless steel walls*, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 48, Issue 75, p. 29209–29219.
- [10] Miller, J., Branch, M. C., Kee, R. J.: *A Chemical Kinetic Model for the Selective Reduction of Nitric Oxide by Ammonia*, Combustion and Flame 43, p. 81–98, 1981.
- [11] Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit: *Neufassung der Ersten Allgemeinen Verwaltungsvorschrift zum Bundes-Immissionsschutzgesetz (Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft – TA Luft)*, August 2021.

Thermochemische Prozesse verstehen und verbessern





- **ENERGIE-TECHNIK & KRAFTWERKSBAU**

Fossile Brennstoffe
Müllverbrennung
Biomasse

- **VERFAHRENSTECHNISCHER ANLAGENBAU**

Chemische Industrie
Stahlindustrie
Papier- & Holzindustrie
Öl- & Gasindustrie

- **SCHWEIßTECHNISCHE AKADEMIE**

- **LOHN-DIENST-LEISTUNGEN**

GET CENTRE UJEP – Low-Emission Research and Innovation Center

Jan Novotny, Ludmila Nováková, Štefan Michna and Miloš Kašpárek

1.	Introduction.....	133
2.	Development and innovation of the field of Energy in the Ústí nad Labem region.....	134
3.	Center for Hydrogen Technologies – GET CENTRE UJEP	136
4.	Power-to-X systems.....	137
5.	Pilot Demonstration Projects.....	139
6.	Potential Applications and Regional Impact.....	141
7.	Conclusion	141
8.	References	142

1. Introduction

The GET CENTRE UJEP project – Green Energy Technologies Centre of UJEP is implemented by the Jan Evangelista Purkyně University in Ústí nad Labem in cooperation with partners: Czech Technical University in Prague, University of Chemical Technology in Prague, ÚJV Řež, a. s., and Sev.en Inntech a. s. The subject of the project is the construction and modernization of the educational and research workplaces of the project holder and partners, the creation of a comprehensive network of scientific workplaces that will cooperate in education and research in the field of renewable energy sources and the use of hydrogen in modern carbon-free energy [1] [2] [3] [4]. The subject of the project is also the innovation of existing study programs and the accreditation of a new doctoral study program in the field of energy with a focus on modern low- and zero-emission energy systems, advanced construction methods and virtualization. Within the framework of collaborative research, research activities will be implemented to enrich teaching with the latest knowledge in zero-emission energy with a focus on hydrogen technologies, joint research plans and demon-

stration projects will be implemented with the aim of gaining new knowledge, better understanding the topic, and also educating (student internships and internships, implementation of R&D results into teaching programs) and publicly disseminating the results of knowledge. The intention is to build a sufficiently robust professional platform that will provide a strong scientific research and educational potential for the transformation of the Ústí nad Labem agglomeration from a coal region into a modern zero-emission society based on sustainable energy and zero-emission technologies. This joint platform will then enable long-term development of the workplace and ensure the necessary education of specialists in the field of new zero-emission energy and technologies. The project includes the construction of a comprehensive energy-focused workplace at the FSI UJEP, which will serve to educate and train new specialists needed for the implementation of the energy transformation of the Ústí nad Labem agglomeration. The technical equipment and facilities of the center will be available for teaching and research activities for the entire university according to its current needs.

The project can be divided into three key project activities, which include the development and innovation of the energy sector in the Ústí nad Labem region, the construction of a hydrogen technology center, and the Power-to-X Systems Pilot Projects in the Za válcovnou location and not the site of the former deep brown coal mine Centrum – Lake Propadlina.

2. Development and innovation of the field of Energy in the Ústí nad Labem region

As part of this activity, existing study programs in the field of Energy (bachelor's and master's) will be innovated. The innovation will target modern low- and zero-emission energy systems, sustainable energy, advanced construction and virtualization methods. In addition, subjects in the field of Engineering Mechanics and Automation will be innovated, as well as other subjects from the existing offer focused on the use of additive technologies, innovative systems for virtualization and simulation, and other modern systems that will be implemented within the GET CENTRE UJEP project. The main motivation is to use the knowledge and skills acquired within the GET CENTRE UJEP project to improve and innovate existing study programs in order to increase the competences of FSI UJEP graduates in the field of renewable and zero-emission energy. As part of improving the competencies of FSI UJEP employees, short-term and long-term internships of employees at foreign workplaces will be implemented in order to strengthen their knowledge and skills, which they will subsequently apply in the preparation of a new doctoral study program and innovations of existing programs. As part of improving the quality of teaching, expert research groups created during the project will be involved so that the scientific research and

educational platforms of the center are connected as closely as possible. The subject of this activity will be to prepare and subsequently accredit a new doctoral study program in the field of energy, focusing on modern low- and zero-emission energy systems, advanced construction and virtualization methods, in cooperation with the center's employees, to further increase the number of students at UJEP by at least 200 students in the next five years compared to 2020 and to educate at least 5 students of the new doctoral study program in Energy after 2030. This activity also includes the creation of an educational and information center in the region in the newly built premises Za Válcovnou, where the results of the research carried out within the project will be disseminated. A visualization of this center is shown in figure 1. The main purpose will be to disseminate knowledge about new technologies, their principles, advantages, possibilities, safety, etc. among experts, students, but also among the wider public and students of secondary technical schools. Its main mission will be to serve in the region as an educational and information center in the field of new energy technologies and systems for the needs of both the public and, for example, local governments. All partners will be involved in this activity with the aim of making the maximum contribution to the development of the energy sector and increasing the qualification of human resources in this area.



Fig. 1: Visualization of the new GET center building at UJEP

3. Center for Hydrogen Technologies – GET CENTRE UJEP

As part of this activity, a research experimental workplace will be built in the reconstructed laboratory building of the Faculty of Mechanical Engineering, UJEP Za Válcovnou and research capacities in the laboratories of the project partners will be expanded. Thanks to this, a highly specialized network of cooperating research workplaces will be created. As part of this activity, instrumentation will be purchased for comprehensive research in the field of zero-emission energy, focusing on hydrogen and related technologies, and other activities specified for individual workplaces within the framework of collaborative research, which will be implemented within the partnership. The aim of the research activities is to gain a deeper understanding of the topic of zero-emission energy with a focus on hydrogen and subsequently disseminate knowledge through teaching in innovative and new study programs at UJEP, student internships and internships, and public dissemination of knowledge results in the Ústí nad Labem region [5] [6] [7].

Collaborative Partners and their Roles

The GET Centre is implemented by UJEP with a consortium of leading Czech institutions. The Czech Technical University in Prague, Faculty of Mechanical Engineering (CTU), brings expertise in mechanical and systems engineering – particularly in Power-to-X system design and environmental impact modelling. For instance, tasks such as researching the impact of Power-to-X on the environment involve CTU staff alongside UJEP and industry partners. CTU's involvement ensures that network integration and infrastructural aspects are professionally addressed.

The University of Chemistry and Technology, Prague (UCT), contributes the chemical engineering perspective. UCT researchers lead projects on materials for hydrogen storage (e. g. metal-organic frameworks) and electrochemical methods for hydrogen production. They also work on catalyst and coating development for fuel cells and electrolyzers. Their labs are equipped for advanced materials characterization, so UCT helps validate new materials and processes that the GET Centre designs.

The ÚJV Řež (a national nuclear and energy R&D institute) provides specialized knowledge in hydrogen and solar-power systems. ÚJV has its own pilot PV-to-hydrogen storage system on site, consisting of PV panels, a PEM electrolyzer, hydrogen tanks, and a fuel cell. Drawing on that experience, ÚJV collaborates on similar setups in the GET Centre. In particular, ÚJV staff will assist in designing and testing the hydrogen storage/fuel cell chain. They may also help model high-temperature electrolysis (which they research) or optimize integration of PV and hydrogen based on their ongoing R&D projects.

The industry partner Sev.en Inntech a.s. (and its sister company Severní Energetická) ties the project to practical implementation in the region's energy economy. Sev.en Inntech is the energy subsidiary of the local lignite mining group, and they operate large PV parks and other renewable projects on former mine sites. In GET Centre, Sev.en Inntech's role includes providing real-world context and sites: for example, one pilot study examines the impact of large PV farms on reservoirs and landscape, likely referring to installations over mining lakes. Sev.en will facilitate placing experimental PV and possibly hydrogen units at sites like the ČSA mine. They also bring expertise in grid connections, thermal power and mobility: The hydrogen filling station in the pilot is designed to refill vehicles of their internal fleet as well as serve as a public demo. In sum, Sev.en Inntech ensures that research stays grounded in regional energy practice and that innovations can be transferred to industry.

The formal project documentation lists these four as the partners. Together, they cover academic research (UJEP, CTU, UCT), applied energy research (ÚJV) and industry deployment (Sev.en). This cross-sector collaboration is critical for technology transfer: New findings from the laboratory can be piloted in actual utility or industrial settings via the partners' networks.

4. Power-to-X systems

The main objective of this activity is to build a demonstration integrated unit of a floating photovoltaic power plant (PFVE) and a stationary photovoltaic power plant (FVE) associated with the production of hydrogen (H_2). The PFVE will be located on a water area affected by deep coal mining and the FVE near the PFVE also on an area affected by coal mining and related operations within the former Centrum mine. The integrated demonstration unit will include photovoltaic power plants and electrolytic hydrogen production, which will serve for education and research activities implemented within the GET CENTRE UJEP project within the framework of collaborative research. The produced electrical energy will be directed to the production of hydrogen, which will be further primarily used for the implementation of scientific research and educational activities of the project.

The purpose of the demonstration project is to use artificial water areas, remaining after the completion of mining activities and other reclaimed areas for active (i. e. energy-beneficial) green reclamation and to verify the actual efficiency and reproducibility of such a solution. After the demonstration phase, the proposed system will be able to be subsequently deployed on other unused or industrial water bodies both in the Czech Republic and in the EU, which may result in a significant contribution to the reduction of greenhouse gas emissions. The whole will serve for research in the field of production management and

energy storage from photovoltaic panels and power plants in the conditions of the Czech Republic, focusing on suitable combinations of panel types, specific methods of placement and use of solar panels. This involves the design and testing of systems for the production of electricity and storage in the form of hydrogen using an electrolyzer. It will primarily be a demonstration project, i. e. a project that implements, tests and evaluates solutions (measures, methods, approaches) that are new and previously unknown in specific geographical (climatic), ecological (post-mining) and socio-economic contexts, and which will be possible to use in similar circumstances elsewhere, because less usable water bodies created by mining or industrial activities are abundant throughout Europe. During operation, the effect of the floating PV plant on reducing water evaporation will be monitored, which, given the water management conditions in the region, is a very desirable side effect of installing these systems [8] [9].

This mainly concerns the integration of known technologies into a single unit:

- photovoltaic power plant technology and its connection to the distribution network and connection to the hydrogen economy,
- hydrogen production technology.

Benefits/impacts of the demonstration project:

- example of good practice in the use of the landscape after surface mining in an environmentally acceptable industrial manner in accordance with EU trends,
- area-wide performance demonstration of the functionality of the installed energy unit,
- data comparison and specification of outputs from the demonstration unit and their conversion to the area of future hydrological reclamation (primarily the secondary residual pit of the ČSA quarry or other locations),
- demonstration of the possibility of producing ecologically completely clean energy,
- demonstration of the production of photovoltaic energy using water surfaces without extensive land acquisition,
- knowledge about the effect of floating PV on reducing water evaporation in given climatic conditions.

The application of practical knowledge and the fulfillment of scientific and research tasks will subsequently create a multi-criteria database of precise information and algorithms for the future optimal large-scale use of brown coal quarries in the Ústí nad Labem region for their energy use, the replacement of carbon fuels with clean energy from renewable sources and with parallel use

of the landscape, without requiring the encroachment of the current agricultural land fund. The construction of such a complex energy center under these conditions will then allow, in cooperation with the Faculty of Engineering and Technology of the University of Prague, to familiarize students of the Faculty of Engineering and Technology of the University of Prague with the unique industrial use of renewable energy sources for the production of green hydrogen in the Czech Republic and to involve them in the process of optimizing partial tasks associated with such a complex energy complex, as part of internships and the preparation of bachelor's, diploma and doctoral theses.

5. Pilot Demonstration Projects

A major component of GET Centre is the construction of a physical pilot facility (laboratory complex) equipped with advanced sustainable energy systems. The new building at the Za Válcovnou site (adjacent to FME) provides about 3,000–3,372 m² of renovated and new lab space and classrooms (capacity ≈ 120 students). This space houses the experimental installations that form a self-contained clean energy demonstrator [4].

Key elements of the pilot system include:

- **Geothermal heat pump system with seasonal storage:** Sixteen vertical boreholes (down to ~ 120 m) connect to heat pumps that provide heating (and cooling). Waste heat from cooling systems can be stored underground seasonally, increasing winter efficiency. This closed-loop ground-source system illustrates low-carbon district heating potential.
- **Hydrogen production and fuel cell module:** A 20 kW PEM electrolyzer will convert electricity (primarily from renewables) into green hydrogen. Hydrogen is stored in pressure vessels (capable of 75 kg at 30–40 bar and 20 kg at 70 bar). A matching PEM fuel cell (25 kW electric, 25 kW thermal output) can then reconver hydrogen back into electricity and heat for building loads. Importantly, this system is also used for research on fuel cell performance and durability.
- **Hydrogen fuel station:** The facility includes a small H₂ refueling station, allowing vehicles to be filled at up to 350 bar or 700 bar. This testbed enables experiments in hydrogen mobility and storage.
- **Photovoltaic power and storage:** A 70 kW roof-mounted PV array supplies renewable electricity to the campus. Its output feeds into the electrolyzer and other loads, and excess is buffered by a 400 kWh battery bank. This battery enables short-term stabilization of the PV output and microgrid operation.

- **Electric vehicle (EV) charging:** EV charging stations are integrated, demonstrating synergy between building power, renewables and transportation.

The entire system is controlled and monitored so that researchers can collect data and optimize operations. A stated goal is to build a virtual twin of the energy system, enabling simulations of different scenarios. In summary, this pilot project is not just a teaching lab but an operational micro-grid showcasing zero-carbon technologies. By testing them together (e. g. using PV electricity to produce hydrogen, storing thermal energy in the ground, etc.), the project evaluates efficiency gains and identifies best practices for combining these technologies in real-world conditions. The location of the wells and the overall layout of the energy systems is shown in figure 2.

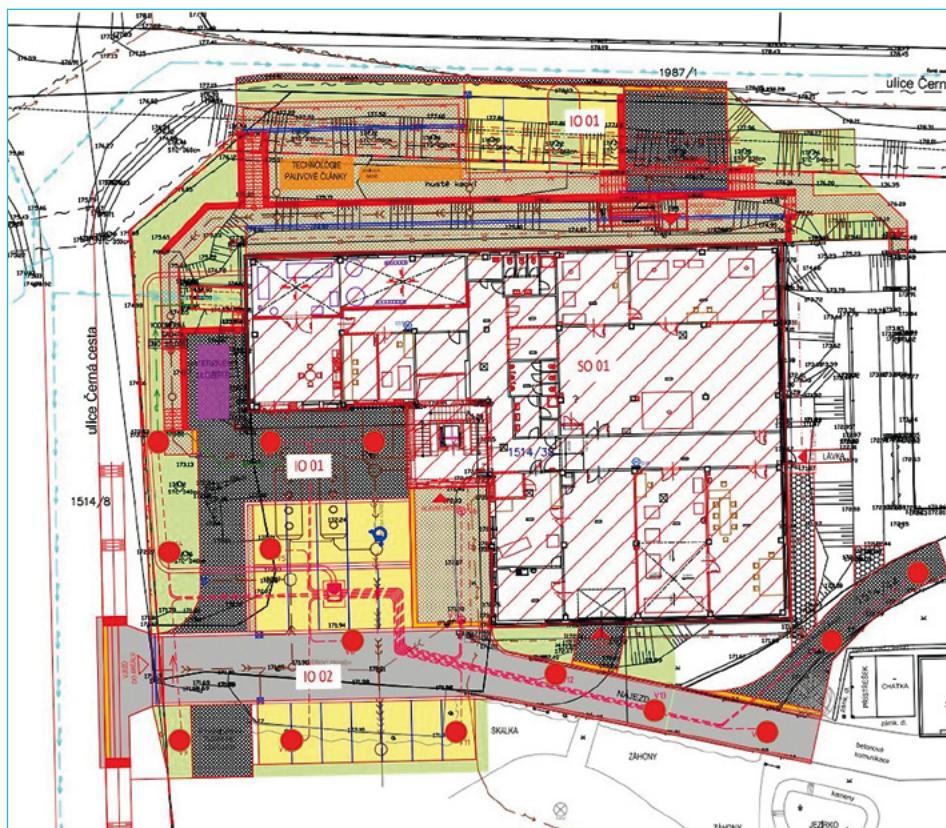


Fig. 2: Location of boreholes for the heat pump and overall layout of the energy systems of the newly built GET center

6. Potential Applications and Regional Impact

The GET Centre is explicitly aimed at yielding practical solutions for the Ústí region's transformation. By developing and testing clean energy systems, the project creates ready-to-use technologies and expertise that can be deployed in North Bohemia's communities and businesses. For instance:

Decarbonized heating and cooling: The geothermal heat-pump system demonstrates how mines can be repurposed for large-scale seasonal heat storage. This could be scaled up to supply district heating for housing estates in the cold climate of northern Bohemia [7] [9].

Renewable hydrogen economy: The electrolyzer-fuel cell setup and hydrogen storage serve as a model for local hydrogen production and use. Industrial plants or heating plants could adopt similar systems to store summer solar or wind energy as hydrogen for winter use or to fuel hydrogen vehicles in the region's transport sector.

Grid resiliency: The combination of PV, battery and fuel cell forms a microgrid that can operate in island mode. This offers a template for resilient power supply in remote or repurposed mining areas.

Education-to-industry pipeline: By training a new generation of engineers in these technologies, the centre strengthens the regional labor market. Graduates with experience in hydrogen, PV and smart grids will be available to utilities, manufacturers and consulting firms. The project also aims to generate about a dozen patents and numerous technical publications. These outputs can lead to spin-off companies or licensing deals for new products (e. g. improved fuel-cell components, hydrogen sensors or software for energy system simulation).

The socio-economic impact goes beyond hardware: getting businesses involved and providing community training helps repurpose the coal economy into a clean-tech economy. The project's justification explicitly notes that it supports the transition to an economy based on knowledge and innovation and helps communities adapt to climate-neutral goals. In the long run, by establishing UJEP as a leader in hydrogen and renewables research, the region may attract more green investments and start-ups, further diversifying its economic base.

7. Conclusion

The GET Centre UJEP represents a strategic integration of research, education and demonstration to accelerate the clean-energy transformation of a former coal region. Over several years (2024–2028), UJEP and its partners will build a comprehensive R&D infrastructure – from lab benches for fuel-cell materials to full-scale geothermal and hydrogen systems – and use it to educate students

and professionals. The project directly tackles the critical needs of the Ústí nad Labem region and sets the stage for a knowledge-driven economy. By involving academia, research institutes, and industry and by connecting to European hydrogen initiatives, GET Centre is designed to deliver tangible results: new technologies and trained experts that will be applied in the Czech Republic's decarbonisation efforts, especially in transforming industrial areas and even in cooperation with neighboring countries.

Supported by the OPST Project Green Energy Technologies Centre of UJEP, Reg. number CZ.10.02.01/00/24_061/0000462.

8. References

- [1] Wang, Y.; Pang, Y.; Xu, H.; Martinez, A.; Chen, K. S. PEM fuel cell and electrolysis cell technologies and hydrogen infrastructure development – a review. In: *Energy & Environmental Science* 15 (2022), H. 8, p. 2288–2328.
- [2] Sadeq, A. M.; Alfaro, M.; Jiang, Y.; Saidi, A.; Chanda, A. Hydrogen energy systems: technologies, trends, and future prospects. In: *Science of the Total Environment* 962 (2024), H. 1, p. 170156.
- [3] Mekonnin, A. S.; Waclawiak, K.; Humayun, M.; Zhang, S.; Ullah, H. Hydrogen storage technology, and its challenges: a review. In: *Catalysts* 15 (2025), H. 3, p. 260.
- [4] Wulf, C.; Zapp, P.; Schreiber, A. Review of Power-to-X demonstration projects in Europe. In: *Frontiers in Energy Research* 8 (2020), H. 191, p. 1–12.
- [5] Bäuerle, A.; Rusch, D.; Gläser, M.; Moos, L.; Skrylnyk, O.; Kübler, K.; Sauer, A. A review of seasonal energy storage for net-zero industrial heat: thermal and power-to-x storage including the novel concept of renewable metal energy carriers. In: *Energies* 18 (2025), H. 5, p. 2204.
- [6] Kumari, N.; Sharma, A.; Tran, B.; Chilamkurti, N.; Alahakoon, D. A comprehensive review of digital twin technology for grid-connected microgrid systems: state of the art, potential and challenges faced. In: *Energies* 16 (2023), H. 11, p. 5525.
- [7] Maher, L.; McCormack, D. Decarbonization potential of floating solar photovoltaics on lakes worldwide. In: *Nature Water* 2 (2024), H. 6, p. 566–576.
- [8] International Energy Agency (IEA). Floating Solar Photovoltaics (FPV) – Global Perspective. In: IEA-PVPS Task 13 Report (2025), H. 13, p. 1–50.
- [9] Weinzierl, C.; Kühn, H.; Mayer, T.; Weigl, M. Sustainable change of coal-mining regions. In: *Mining, Metallurgy & Exploration* 37 (2020), H. 1, p. 167–178.



Ingenieurgesellschaft für Energie- und
Umweltengineering & Beratung mbH



Energietechnik Umwelttechnik Management

*Integrierte, verantwortungsvolle
Beratung und Planung, die Ökonomie
und Ökologie in Einklang bringt.*

Basic- und
Detailengineering

Projektmanagement und
Projektsteuerung

Planung komplexer Anlagen

Genehmigungsplanung

Prozess- und
Anlagenoptimierung

ete.a - more than engineering

Professor Dr.-Ing. Rudi Karpf
Hofgut Kolnhausen 12
35423 Lich
Fon: +49 6404 65 81 64
Fax: +49 6404 6581 65
email: rudi.karpf@ete-a.de
web: www.ete-a.de

Ingenieurgesellschaft für Energie- und Umweltverfahrenstechnik mbH

wurde mit dem Ziel gegründet, einen Beitrag zu leisten, verfahrenstechnische Prozesse zu entwickeln und zu optimieren, dabei gleichzeitig die Umwelt und Ressourcen im Sinne ökologischer Nachhaltigkeit zu schonen und Schadstoffe zu vermeiden bzw. zu reduzieren.

Im Hinblick auf die derzeitigen Entwicklungen (Energiewende, steigendes Umweltbewusstsein, Verknappung der Ressourcen, steigende Energiepreise) analysieren und beantworten wir insbesondere Fragen

- zur Effizienz,
- zur Emissionsvermeidung bzw. -reduzierung
- sowie der Wirtschaftlichkeit

verfahrenstechnischer Prozesse der Energieversorgung, der Abfallwirtschaft und der Grundstoffindustrie. Dabei setzen wir Methoden und Werkzeuge für Recherchen, Messungen, Modellierungen, Bilanzierungen - unter Nutzung kommerzieller wie auch selbst entwickelter Hard- und Software - ein. Sie profitieren von unserem detaillierten Grundlagenwissen, den Erfahrungen aus Industrie, Wissenschaft und Administration und unserer Leidenschaft Ihre Fragen zu beantworten.

Dienstleistungen

- Beratung und Gutachten
- Machbarkeitsstudien
- Bewertung von Konzepten und Investitionsvorhaben
- wissenschaftliche Analysen
- Planung und Modernisierung von Anlagen
- Erstellung von Entwurfs-, Ausschreibungs-, Antrags- und Genehmigungsunterlagen
- Schadensanalysen
- usw.

ENVERUM GmbH
Dr.-Ing. Martin Pohl
Hohe Straße 17
01069 Dresden

Telefon: +49 (0) 351 / 87 32 92 70
Telefax: +49 (0) 351 / 87 32 92 75
E-Mail: info@enverum.de
URL: www.enverum.de



Blasenentstehung aufgrund von Übersättigung bei der PEM-Elektrolyse

Johannes Manthey, Montadhar Guesmi, Hossein Mehdipour, Simon Unz und Michael Beckmann

1.	Einleitung und Motivation	145
2.	Experimentelle Untersuchung.....	148
2.1.	Aufbau der Versuchsanlage	148
2.2.	Zusammenfassung der Ergebnisse	149
3.	Modellierung der Konzentrationsänderung	150
4.	Anwendung des mathematischen Zellenmodells auf den Kühlkreislauf der PEM-Elektrolyse.....	151
5.	Zusammenfassung	154
6.	Quellen	155

1. Einleitung und Motivation

Der prognostiziert zunehmende Bedarf an grünem Wasserstoff führt zu einem raschen Hochskalieren der Wasserstoffproduktion auf Basis regenerativer Stromquellen. Die Polymer-Elektrolyt-Membran-Elektrolyse (PEM-Elektrolyse) kann sowohl dynamisch als auch im Teillastbetrieb gefahren werden und lässt sich somit hervorragend mit stark fluktuierenden Einspeisungen aus Wind- und Solarenergie koppeln [1].

Abbildung 1 zeigt schematisch eine PEM-Elektrolyseanlage mit einer elektrischen Leistung von 20 MW. Als Beispiel dient die 20-MW-Anlage Posseidon von ITM. Zentraler Bestandteil ist der Stack, der aus einer Reihenschaltung einzelner Zellen besteht. In jeder Zelle sind Anode und Kathode durch die namensgebende protonenleitende Membran getrennt. An der Anode wird Wasser in Protonen, Elektronen und molekularen Sauerstoff gespalten [3]. Die Protonen

wandern unter der anliegenden Spannung durch die Membran zur Kathode, an der sie sich mit Elektronen zu Wasserstoff vereinigen. Aus beiden Teilreaktionen ergibt sich die Gesamtreaktion der Wasserelektrolyse [3]:

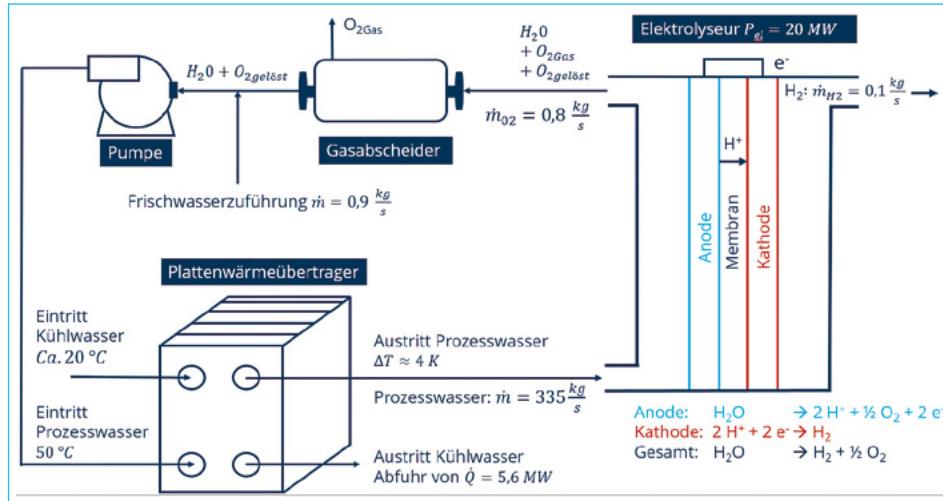


Abb. 1: Schematische Darstellung des Kühlkreislaufs der PEM-Elektrolyse [4]

Für das 20-MW-System bedeutet dies eine Wasserstoffproduktion von $0,1 \text{ kg s}^{-1}$ bei gleichzeitiger Bildung von etwa $0,8 \text{ kg s}^{-1}$ Sauerstoff [5]. Der elektrische Wirkungsgrad beträgt rund 70,9 % bezogen auf den Brennwert beziehungsweise 60 % bezogen auf den Heizwert [6]. Ein Teil der elektrischen Energie, welche nicht für die chemische Reaktion aufgewendet wird, fließt in Pumpen, Wasser- aufbereitung und Leistungselektronik [6], während der übrige Anteil als Verlustwärme anfällt. In Summe muss daher ein Wärmestrom von etwa $\dot{Q} = 5,6 \text{ MW}$ [5] aus dem System abgeführt werden.

Zur Abführung dieser Verlustwärme werden im Wesentlichen zwei Konzepte eingesetzt: (i) ein separater Kühlkreislauf mit einem geeigneten Kühlmedium [7] – apparatetechnisch aufwendig aufgrund zusätzlicher Leitungen und Komponenten – oder (ii) die Direktkühlung über das Prozesswasser [8]. Letztere Variante steht im Fokus der vorliegenden Arbeit. Hierbei wird auf der Anodenseite des Stacks mehr Prozesswasser zugeführt als für die Reaktion erforderlich ist. Das überschüssige Wasser nimmt die Verlustwärme auf und verlässt zusammen mit dem Sauerstoff den Stack. Ein Teil des Sauerstoffs ist im Wasser gelöst, während sich der Rest gasförmig in der Zweiphasenströmung befindet. Diese Strömung gelangt über Rohrleitungen zum Gasabscheider, wo Gas und Wasser getrennt werden. Zur Kompensation des während der Reaktion verbrauchten Wassers wird anschließend frisches Prozesswasser dosiert; die Gesamtwas-

sermenge passiert eine Pumpe zur Überwindung der Strömungsverluste und schließlich einen Wärmeübertrager, in dem die Verlustwärme abgeführt wird [6] [8].

Eine geringe Temperaturdifferenz zwischen Stackein- und -austritt ist dabei wichtig, um zum einen eine gleichmäßige Stromverteilung zu gewährleisten und zum anderen eine beschleunigte Degradation (insbesondere Reduzierung der Membranwandstärke) zu vermeiden [9]. Beides ist entscheidend für eine hohe Effizienz und Langlebigkeit der Anlage [10]. Wird die zulässige Temperaturdifferenz auf $\Delta T = 4 \text{ K}$ begrenzt, ergibt sich aus der Enthalpiestrombilanz (Gleichung 1-2) ein erforderlicher Prozesswassermassenstrom von etwa 335 kg s^{-1} ($c_p = 4180 \frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot \text{K}}$ bei 50°C) – d. h., es müssen $335 \text{ kg Wasser pro Sekunde zirkuliert werden, um nur } 0,1 \text{ kg s}^{-1} \text{ Wasserstoff zu erzeugen und den Stack hinreichend zu kühlen.}$

$$\dot{Q} = 5,6 \text{ MW} = \Delta \dot{H}_{H2O} = \dot{m}_{H2O} \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (1-2)$$

Im Rahmen des Projekts H2Giga/Sinewave richtet sich die Aufmerksamkeit auf die Rohrleitungen zwischen Stack und Gasabscheider, in denen die Wasser-Sauerstoff-Zweiphasenströmung strömt. Aufgrund der elektrochemischen Sauerstofferzeugung liegt das Wasser am Stackausgang häufig übersättigt vor; in den Leitungen bilden sich daher Blasen, die die Gasphase und damit den Volumenstrom vergrößern. Zudem können sich auch hinter dem Gasabscheider Blasen bilden, falls weiterhin Übersättigung besteht. Diese Phänomene beeinflussen Auslegung und Betrieb von Pumpen und Wärmeübertragern erheblich [11] [12]. Vor diesem Hintergrund ergibt sich die zentrale wissenschaftliche Fragestellung:

Wie entwickelt sich die Übersättigung in den Rohren des Kühlkreislaufs der PEM-Elektrolyse?

Die Blasenbildung infolge von Übersättigung lässt sich in fünf aufeinanderfolgende Phasen gliedern [13]:

1. Keimbildung,
2. Wachstum,
3. Ablösung von der Keimstelle,
4. Aufstieg der Blase in Verbindung mit weiterem Wachstum sowie
5. das mögliche Verschmelzen mit anderen Blasen (Koaleszenz) sowie die mögliche Aufteilung einer Blase in mehrere kleinere (Break-Up).

Obwohl einzelne Teilprozesse bereits umfangreich untersucht wurden, ist für eine verlässliche Vorhersage der Blasenbildung in Strömungen eine ganzheitliche Betrachtung aller Phasen erforderlich – nur so lässt sich die Gasvolumenstromzunahme quantifizieren, die letztlich den Rohrinnendurchmesser und somit die gesamte Systemauslegung bestimmt.

Die Dissertation von Manthey [4] liefert hierzu einen wesentlichen Beitrag; ihre Ergebnisse werden im Folgenden zusammengefasst. Abschnitt 2 beschreibt den Versuchsaufbau, in dem durch gezielte Druckreduktion definierte Übersättigungsgrade eingestellt und die Blasenentstehung in einer Rohrströmung untersucht werden. Abschnitt 3 stellt das entwickelte Zellenmodell vor, während Kapitel 4 das anhand der Experimente validierte Modell auf den Kühlkreislauf der PEM-Elektrolyse überträgt, um den zeit- und ortsaufgelösten Verlauf der gelösten Sauerstoffkonzentration vorherzusagen.

2. Experimentelle Untersuchung

2.1. Aufbau der Versuchsanlage

Der Versuchsstand zur Untersuchung der Blasenentwicklung in einer übersättigten Rohrströmung ist schematisch in Abbildung 2 dargestellt. Ein zylindrischer 200-l-Druckbehälter wird hierzu bis zu zwei Dritteln mit de-ionisiertem Wasser gefüllt, über dessen Oberfläche sich reiner Sauerstoff befindet. Durch eine Düse am Behälterboden wird Sauerstoff in die Flüssigkeit eingeleitet, bis sich ein Druck von 3,85 bar einstellt. Öffnet sich das federbelastete Überströmventil (V_2), gleichen sich Ein- und Austrittsströme des Gases aus, sodass stationäre Bedingungen vorliegen. Ein mechanisches Rührwerk durchmischt das System und beschleunigt den Stoffübergang, bis die Sauerstoffkonzentration die Löslichkeitsgrenze erreicht; anschließend werden sowohl Gaszufuhr als auch Überströmventil geschlossen.

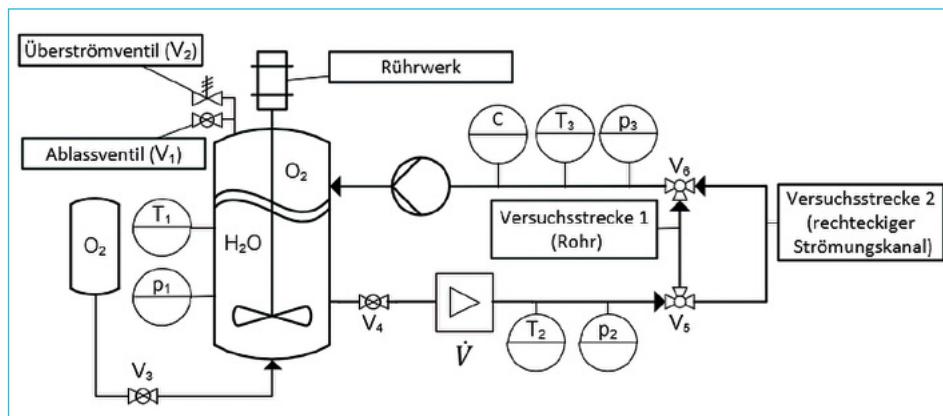


Abb. 2: Schema der Versuchsanlage mit Messstellen [4]

Die eigentliche Übersättigung wird durch eine rapide Druckentspannung auf Umgebungsdruck via Ablassventil (V_1) initiiert. Die schlagartige Verringerung der Sauerstofflöslichkeit führt zur spontanen Blasenbildung am Eintritt der Messstrecke. Versuchsstrecke 1 besteht dabei aus einem transparenten PVC-

Rohr mit 20 mm Innendurchmesser und ist in drei Längen konfigurierbar (≈ 3 m, ≈ 7 m und ≈ 11 m; Abbildung 3). Das Wasser-Gas-Gemisch strömt anschließend zurück in den Druckbehälter, wobei eine Zahnradpumpe den Umlauf sicherstellt. Durch Variation des Volumenstroms ($6.500 < Re < 27.000$) lässt sich der Einfluss der Strömungsgeschwindigkeit auf die Desorption gezielt analysieren.

Zur Quantifizierung der Blasenentstehung werden Druck und Temperatur am Ein- und Austritt der Rohrstrecke erfasst. Die Konzentration des gelösten Sauerstoffs am Streckenanfang wird nicht separat gemessen, sondern als der Sättigungswert bei 3,85 bar vor der Druckentspannung angenommen. Am Streckenende erfolgt die Messung der Sauerstoffkonzentration mit einem eigens entwickelten Verfahren [14]. Der Vergleich der Eintritts- und Austrittskonzentration ermöglicht eine Bilanz des in die Gasphase übergehenden Sauerstoffs und liefert damit detaillierte Informationen über die Blasenbildungsprozesse unter exakt definierten Übersättigungsbedingungen.

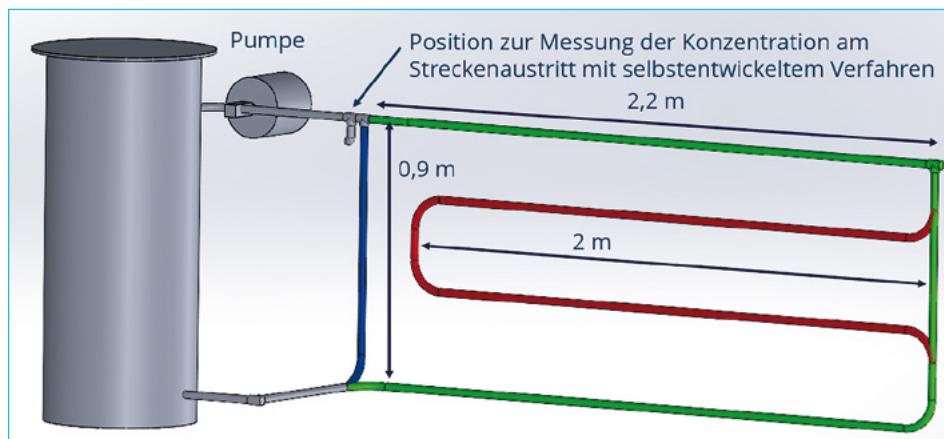


Abb. 3: CAD-Darstellung der Versuchsanlage. Blau: kurze Rohrstrecke. Grün: mittlere Rohrstrecke. Rot: lange Rohrstrecke [4]

2.2. Zusammenfassung der Ergebnisse

Die Hochgeschwindigkeitsaufnahmen am Eintritt der Messstrecke, ausgewertet mithilfe einer automatisierten Bildanalyse, zeigen eine Blasengrößenverteilung der entstehenden Blasen mit einem mittleren Blasendurchmesser von 236 μm . Die anschließende Druckentspannung von 3,85 bar auf Umgebungsdruck erzeugt einen Übersättigungsgrad von 2,85 und bildet damit die treibende Konzentrationsdifferenz für die Desorption des vormals gelösten Sauerstoffs.

Entlang der drei untersuchten Rohrlängen wird dieses Entgasungspotenzial unterschiedlich stark abgebaut: In der kurzen Strecke (≈ 3 m) gehen 32 %, in der mittleren (≈ 7 m) 40 % und in der langen Strecke (≈ 11 m) 48 % der treibenden Konzentrationsdifferenz vom gelösten Zustand in die Gasphase über. Eine sys-

tematische Abhängigkeit vom Volumenstrom ließ sich im untersuchten Turbulenzbereich ($Re \approx 6.500-27.000$) nicht nachweisen. Zwar verkürzt eine höhere Strömungsgeschwindigkeit die Verweilzeit, sie erhöht jedoch zugleich den Stoffübergangskoeffizienten, sodass sich beide Effekte nahezu kompensieren und die Desorptionsrate entlang einer Strecke für alle betrachteten Strömungsgeschwindigkeiten weitgehend unverändert bleibt [14].

Insgesamt entfernt selbst die längste Rohrstrecke damit weniger als die Hälfte der anfänglichen Übersättigung. Dies unterstreicht, dass die Desorption des Sauerstoffs in einer Rohrströmung unter moderaten Übersättigungsgraden und turbulenten Strömungsbedingungen kinetisch limitiert ist. Folglich würden Gleichgewichtsannahmen den Gasübergang in industriellen Rohrleitungen vergleichbarer Dimension und Verweilzeit deutlich überschätzen.

3. Modellierung der Konzentrationsänderung

Die numerische Beschreibung der Desorption in einer Rohrströmung basiert auf dem bereits publizierten Modell, dargestellt in Abbildung 4, und der dort detailliert hergeleiteten Methodik [4] [15]. Das Rohr mit dem Innendurchmesser d_{Rohr} wird dabei entlang der Strömungsrichtung in diskrete Zellen der Länge s unterteilt, die mit dem Index i gekennzeichnet werden. Für jede Zelle werden zu Beginn die Randbedingungen Temperatur T , Druck p_{in} , Konzentration des gelösten Sauerstoffs $c_{O2,in}^i$ sowie die mittlere Strömungsgeschwindigkeit u_{in}^i festgelegt. Außerdem werden am Einlass der Zelle der bereits vorhandene Gasvolumenanteil ε_{in}^i mit der entsprechenden Blasenanzahl $N_{Blase,in}^i$ berücksichtigt.

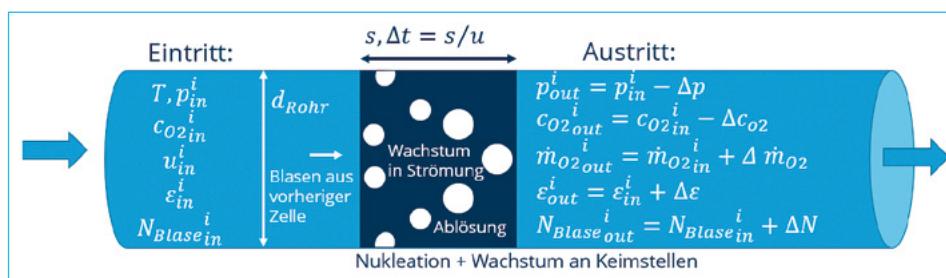


Abb. 4: Modellstruktur [4] [15]

Innerhalb jeder Zelle wird die zeitliche Entwicklung der polydispersen Blasenpopulation mittels eines vierstufigen Ansatzes verfolgt:

- Nukleation an Keimstellen (Keimstellenanzahl pro Fläche: N_{Ges}),
- Wachstum der Blasen an diesen Stellen,
- Ablösung der Blasen und

- iv) fortgesetztes Wachstum während des Transports im Kern der turbulenten Strömung.

Die Blasenwachstumsphasen (ii) und (iv) werden dabei über den Massenstrom gelösten Sauerstoff \dot{m}_{O2} modelliert, wobei A_{Blase} die Blasenoberfläche, k den Stoffübergangskoeffizienten und Δc_{pot} die lokale treibende Konzentrationsdifferenz bezeichnen.

$$\dot{m}_{O2} = A_{Blase} \cdot k \cdot \Delta c_{pot} \quad (5-1)$$

Für den Stoffübergangskoeffizienten k werden abhängig vom Aufenthaltsort der Blase zwei unterschiedliche Modellierungen angewendet:

- **Anhaftende Blasen (Nukleationsstellen):** Gemäß Al-Hayes & Winsterton [16] wird für die Kontaktzeit der klassischen Penetrationstheorie der laminare Ansatz gewählt; die Berechnung von k erfolgt mit der Korrelation von Alves et al. [17].
- **Blasen in der Strömung:** In der turbulenten Hauptströmung wird die sogenannte *small-eddy*-Hypothese für die Kontaktzeit der klassischen Penetrationstheorie zugrunde gelegt [18]. Es werden drei in der Literatur etablierte Korrelationen betrachtet – Kress & Keyes [19], Avdeev [20] und Lamont & Scott [13].

Eine ausführliche Herleitung der verwendeten Teilmodelle sowie die zugrunde liegenden Korrelationsgleichungen sind in [15] dokumentiert. Das Modell wurde ferner eingesetzt, um die Experimente aus Abschnitt 2 nachzubilden. Dabei zeigte sich, dass die Ansätze nach Lamont & Scott sowie Avdeev den Stoffübergang und damit die Desorptionsrate überschätzen. Demgegenüber bildet die Korrelation von Kress & Keyes alle durchgeführten Versuche innerhalb der Messunsicherheit korrekt ab. Für Sauerstoff-Wasser-Systeme unter moderater Übersättigung liefert diese Korrelation somit eine verlässliche Beschreibung des Blasenwachstums in turbulenten Rohrströmungen und eignet sich daher für die Vorhersage des Verlaufs der Konzentration an gelösten Sauerstoff.

4. Anwendung des mathematischen Zellenmodells auf den Kühlkreislauf der PEM-Elektrolyse

In diesem Abschnitt wird das entwickelte Zellenmodell exemplarisch auf den Kühlkreislauf des Beispiels der PEM-Elektrolyse angewendet, welches bereits in der Einleitung (Abbildung 1) beschrieben wurde. Die gesamte 20 MW Anlage gliedert sich in fünf Einheiten mit jeweils eigenen Rohrleitungen und Gasabscheidern, weshalb sich der Massestrom pro Einheit zu $\dot{m}_{H2O} = 67 \text{ kg/s}$ ergibt. Die relevanten Anlagen- und Betriebsparameter sind eine Temperatur von $T = 50^\circ\text{C}$, ein Druck von $p = 1 \text{ bar}$ sowie ein Rohrdurchmesser von $d_{Rohr} = 0,2 \text{ m}$. Pro Einheit entsteht insgesamt durch die chemische Reaktion ein Sauerstoffmasse-

strom von $\dot{m}_{O_2} = 0,16 \text{ kg/s}$. Da nicht bekannt ist, welcher Anteil des in der Elektrolyse erzeugten Sauerstoffs bereits innerhalb des Stacks – also vor Eintritt in den Kühlkreislauf – ausgast, werden in der Modellierung mehrere Szenarien mit einem vorab desorbierten Anteil zwischen 10 % und 50 % betrachtet. Hieraus resultiert ein gasförmiger Sauerstoffmassestrom am Eintritt des Kühlkreislaufs, der einen entsprechenden initialen Gasanteil $\varepsilon_{in}^{i=0}$ zur Folge hat. Die restlichen Sauerstoffmoleküle liegen am Eintritt gelöst im Wasser vor; ihre Konzentration $c_{O_2}^{i=0}$ berechnet sich gemäß der nachfolgenden Gleichung:

$$c_{O_2}^{i=0} = \frac{\dot{m}_{O_2} \cdot (1 - n)}{\dot{m}_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O}} \quad n = 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,5 \quad (6-2)$$

Alle betrachteten Szenarien und die zugehörigen Eingangsparameter sind in Tabelle 1 zusammengefasst.

Tab. 1: Gewählte Parameter am Eintritt des Kühlkreislaufes: Massestrom an gasförmigem Sauerstoff $\dot{m}_{O_2}^{i=0}$, Konzentration an gelösten Sauerstoffmolekülen $c_{O_2}^{i=0}$ und resultierender Gasanteil $\varepsilon_{in}^{i=0}$ sowie sich ergebende Übersättigung σ [4]

$\dot{m}_{O_2}^{i=0}$	0,016 kg/s	0,032 kg/s	0,048 kg/s	0,064 kg/s	0,08 kg/s
$c_{O_2}^{i=0}$	2149 mg/l	1910 mg/l	1672 mg/l	1433 mg/l	1194 mg/l
$\varepsilon_{in}^{i=0}$	16,5 %	28,4 %	37,3 %	44,2 %	49,7 %
σ	70,6	63,6	55,7	47,8	39,8

Die Ergebnisse für die fünf untersuchten Szenarien sind in Abbildung 6 dargestellt. In allen Fällen konvergiert die Konzentration sehr rasch gegen die Löslichkeit $c_\infty = 30 \text{ mg/l}$, womit ein Gasgehalt von ungefähr 68 % einhergeht. Generell wird das Gleichgewicht umso schneller erreicht, je größer der Gasanteil am Eintritt ist, da dadurch eine größere Gas-Flüssigkeits-Oberfläche zur Verfügung steht, welche den Stoffübergang verbessert. Konkret stellt sich die Löslichkeit bereits nach einer Strecke zwischen 2 m und 2,79 m ein. Diese Länge ist vergleichsweise gering, da die Rohrleitungen des Kühlkreislaufs in einer 20-MW-Anlage von den Stacks bis zu den Gasabscheidern diese Dimension deutlich übersteigen. Es kann somit angenommen werden, dass die Löslichkeit bereits vor dem Gasabscheider vollständig erreicht wird und anschließend keine Übersättigung mehr vorliegt.

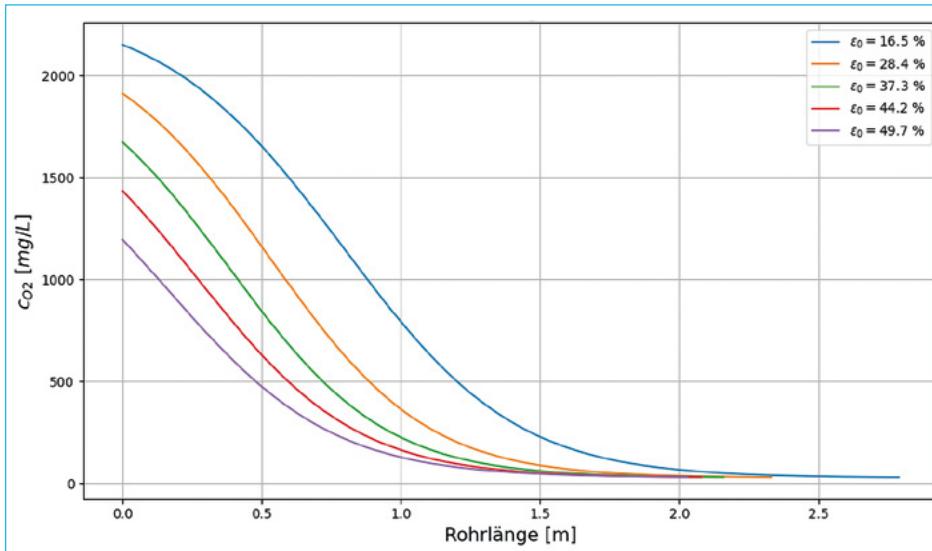


Abb. 5: Berechneter Verlauf der Konzentration $c_{CO2}^{i=0}$ (im Diagramm: c_{CO2}) beim Kühlkreislauf der PEM-Elektrolyse mit verschiedenen Gasanteilen $\varepsilon_{in}^{i=0}$ (im Diagramm: ε_0) am Eintritt in die Rohrstrecke ($L_{Rohr} = 0 \text{ m}$). Verwendete Parameter: $m_{H2O} = 67 \text{ kg/s}$, $T = 50^\circ \text{C}$, $p = 1 \text{ bar}$, $d_{Rohr} = 0,2 \text{ m}$, $N_{Ges} = 0,01 \text{ mm}^{-2}$) [4]

Allerdings sollten die erzielten Ergebnisse vorsichtig interpretiert werden: Bei der Anwendung des Zellenmodells auf einen realen Elektrolyseur wurden deutlich höhere Gasanteile und initiale Konzentrationen verwendet (Übersättigung σ zwischen 40 und 70) als bei den Experimenten (Abschnitt 2, $\sigma = 2,86$) und bei der Ableitung der verwendeten Korrelation von Kress und Keyes [19]. Der Vergleich der experimentellen Daten mit dem Modell zeigte, dass andere Korrelationen (Lamont und Scott [21] bzw. Avdeev [22]) zu einer wesentlich schnelleren Desorption führen würden. Diese wurden jedoch mit Kohlenstoffdioxid in Wasser abgeleitet, wobei größere Konzentrationsdifferenzen vorlagen als bei der Korrelation von Kress und Keyes [19]. Im hier betrachteten Kühlkreislauf der PEM-Elektrolyse liegen die Konzentrationsdifferenzen am Eintritt in die Rohrstrecke im Bereich von 1100 mg/l bis 2100 mg/l, was in etwa der Größenordnung der Löslichkeit von Kohlenstoffdioxid entspricht (1500 mg/l bei 25 °C und einem Partialdruck von 1 bar [23] [24]). Daher bleibt offen, ob im realen Kreislauf dennoch die Korrelation von Kress und Keyes oder eher die Korrelationen von Lamont und Scott oder Avdeev zu bevorzugen sind. Die letztgenannten Korrelationen würden zu höheren Stoffübergangskoeffizienten führen, wodurch das Gleichgewicht noch schneller erreicht würde.

An dieser Stelle kann festgehalten werden, dass aufgrund der hohen Konzentrationsdifferenzen und des großen Gasanteils im Kühlkreislauf der PEM-Elektrolyse die Übersättigung nur kurzzeitig auftritt und das Gleichgewicht

dementsprechend nach einer kurzen Rohrstrecke erreicht wird. Es ist daher zu erwarten, dass im Gasabscheider keine signifikante Übersättigung mehr besteht. Die hier getroffenen Annahmen – Verwendung der Korrelation von Kress und Keyes sowie eine geringe Keimstellenanzahl – sind bewusst konservativ gewählt. Die Nutzung einer Korrelation mit einem höheren Stoffübergangskoeffizienten oder die Annahme einer größeren Anzahl an Keimstellen würde zu einer noch schnelleren Annäherung an das Gleichgewicht führen, als es bereits in dem Beispiel in Abbildung 6 dargestellt ist.

5. Zusammenfassung

Die vorliegende Arbeit untersucht die Blasenbildung infolge von Sauerstoff-Übersättigung im Kühlkreislauf der PEM-Elektrolyse und kombiniert dafür experimentelle Analysen mit einem numerischen Zellenmodell. In einem eigens aufgebauten Rohrversuchsstand wurde durch schnelle Druckentspannung ($3,85 \rightarrow 1$ bar) ein Übersättigungsgrad von 2,85 erzeugt. Hochgeschwindigkeitsaufnahmen und eine automatisierte Bildauswertung zeigen Blasen mit einem mittleren Durchmesser von 236 μm . Entlang von Rohrstrecken verschiedener Länge (≈ 3 m, ≈ 7 m, ≈ 11 m) wurden 32 %, 40 % bzw. 48 % des Desorptionspotenzials abgebaut; der Einfluss der Strömungsgeschwindigkeit im turbulenten Bereich ($\text{Re} \approx 6\,500$ – $27\,000$) erwies sich als gering, da verkürzte Verweilzeiten und erhöhte Stoffübergangskoeffizienten sich nahezu kompensieren.

Neben der experimentellen Betrachtung wurde ein diskretes Zellenmodell entwickelt, das Nukleation, Blasenwachstum und -ablösung abbildet und hierdurch die Abnahme der Konzentration berechnen kann. Die Korrelation von Kress & Keyes für das Blasenwachstum in der Strömung liefert dabei die beste Übereinstimmung mit den durchgeführten Experimenten und wurde daher auf den Kühlkreislauf eines 20-MW-PEM-Elektrolyzers angewandt. Dabei zeigte sich, dass die Konzentration des gelösten Sauerstoffs – selbst bei konservativen Annahmen (niedrige Keimstellendichte, moderate Stoffübergangskoeffizienten) – aufgrund der hohen Konzentrationsdifferenzen und des großen initialen Gasanteils bereits nach wenigen Metern Rohrlänge die Löslichkeitsgrenze erreicht. Der resultierende Gasgehalt konvergiert gegen etwa 68 %, sodass vor dem Gasabscheider praktisch keine Übersättigung mehr vorliegt.

Somit zeigt die Studie, dass der Gas-Flüssig-Stoffaustausch zwar grundsätzlich kinetisch limitiert ist und eine pauschale Annahme der Gleichgewichtslöslichkeit nicht zulässig wäre – wie die Experimente mit moderaten Übersättigungen belegten, bei denen am Rohrende stets noch eine Übersättigung nachweisbar war. Unter den spezifischen Bedingungen einer PEM-Elektrolyse (sehr

hohe treibende Konzentrationsdifferenz und bereits hoher Gasvolumenanteil am Stackaustritt) verlaufen die Transportprozesse jedoch so schnell, dass das Löslichkeitsgleichgewicht bereits nach wenigen Metern Rohrlänge erreicht wird.

Danksagung

Die vorliegende Arbeit wurde vom Bundesministerium für Bildung und Forschung (BMBF) im Rahmen des Projekts SINEWAVE (Projektnummer 03HY123D) gefördert.

SPONSORED BY THE



Federal Ministry
of Education
and Research

6. Quellen

- [1] Töpler, J. u. Lehmann, J.: Wasserstoff und Brennstoffzelle. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg 2014.
- [2] POSEIDON | ITM, 2025. <https://itm-power.com/products/poseidon> (Stand: 11.04.2025)
- [3] Buttler, A. u. Spliethoff, H.: Current status of water electrolysis for energy storage, grid balancing and sector coupling via power-to-gas and power-to-liquids: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 82 (2018), S. 2440–2454. doi: 10.1016/j.rser.2017.09.003.
- [4] Johannes Manthey: Blasenbildung aufgrund von Übersättigung im Kühlkreislauf der PEM-Elektrolyse, TU Dresden Dissertation. Dresden 2025.
- [5] María Villarreal Vives, A., Wang, R., Roy, S. u. Smallbone, A.: Techno-economic analysis of large-scale green hydrogen production and storage. *Applied Energy* 346 (2023), S. 121333. doi: 10.1016/j.apenergy.2023.121333.
- [6] van der Roest, E., Bol, R., Fens, T. u. van Wijk, A.: Utilisation of waste heat from PEM electrolyzers – Unlocking local optimisation. *International Journal of Hydrogen Energy* 48 (2023) 72, S. 27872–27891. doi: 10.1016/j.ijhydene.2023.03.374.
- [7] Pfennig, M., Schiffer, B. u. Clees, T.: Thermodynamical and electrochemical model of a PEM electrolyzer plant in the megawatt range with a literature analysis of the fitting parameters. *International Journal of Hydrogen Energy* 104 (2025), S. 567–583. doi: 10.1016/j.ijhydene.2024.04.335.
- [8] Bessarabov, D., Wang, H., Li, H. u. Zhao, N. (Hrsg.): PEM electrolysis for hydrogen production. Principles and applications. Boca Raton: CRC Press 2016.
- [9] Krenz, T., Weiland, O., Trinke, P., Helmers, L., Eckert, C., Bensmann, B. u. Hanke-Rauschenbach, R.: Temperature and Performance Inhomogeneities in PEM Electrolysis Stacks with Industrial Scale Cells. *Journal of the Electrochemical Society* 170 (2023) 4, S. 44508. doi: 10.1149/1945-7111/accb68.
- [10] Frensch, S. H., Fouda-Onana, F., Serre, G., Thoby, D., Araya, S. S. u. Kær, S. K.: Influence of the operation mode on PEM water electrolysis degradation. *International Journal of Hydrogen Energy* 44 (2019) 57, S. 29889–29898. doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.09.169.
- [11] Manthey, J., Guesmi, M., Schab, R., Unz, S. u. Beckmann, M.: A sensitivity analysis on the bubble departure diameter for bubble growth due to oxygen super-saturation in highly purified water. *International Journal of Thermofluids* 18 (2023), S. 100327. doi: 10.1016/j.ijft.2023.100327.

- [12] Manthey, J., May, V., Mehdipour, H., Unz, S. u. Beckmann, M.: Experimental investigation of the influence of the bubble evolution due to super-saturation on the heat transfer in a water flow. in Begutachtung. International Journal of Heat and Mass Transfer (eingereicht im September 2025).
- [13] Lavenson, D. M., Kelkar, A. V., Daniel, A. B., Mohammad, S. A., Kouba, G. u. Aichele, C. P.: Gas evolution rates – A critical uncertainty in challenged gas-liquid separations. Journal of Petroleum Science and Engineering 147 (2016), S. 816–828. doi: 10.1016/j.petrol.2016.10.005.
- [14] Manthey, J., Guesmi, M., Mehdipour, M., Unz, S. u. Beckmann, M.: Experimental investigation of supersaturation decay induced by bubble evolution in horizontal pipe flow. In Begutachtung. Chemical Engineering Science (eingereicht 2025).
- [15] Manthey, J., Guesmi, M., Schab, R., Unz, S. u. Beckmann, M.: Bubble evolution due to super-saturation in the cooling circuit of the PEM-electrolysis. International Journal of Hydrogen Energy 78 (2024), S. 433–442. doi: 10.1016/j.ijhydene.2024.06.230.
- [16] Al-Hayes, R. u. Winterton, R.: Bubble growth in flowing liquids. International Journal of Heat and Mass Transfer 24 (1981) 2, S. 213–221. doi: 10.1016/0017-9310(81)90029-6.
- [17] Alves, S. S., Vasconcelos, J. M. u. Orvalho, S. P.: Mass transfer to clean bubbles at low turbulent energy dissipation. Chemical Engineering Science 61 (2006) 4, S. 1334–1337. doi: 10.1016/j.ces.2005.08.001.
- [18] Rzehak, R.: Modeling of mass-transfer in bubbly flows encompassing different mechanisms. Chemical Engineering Science 151 (2016), S. 139–143. doi: 10.1016/j.ces.2016.05.024.
- [19] Kress, T. S. u. Keyes, J. J.: Liquid phase controlled mass transfer to bubbles in cocurrent turbulent pipeline flow. Chemical Engineering Science 28 (1973) 10, S. 1809–1823. doi: 10.1016/0009-2509(73)85063-8.
- [20] Avdeev, A.: Growth, condensation and dissolution of vapor and gas bubbles in turbulent flows at medium Reynolds number. Teplofizika Vysokikh Temperatur (1990), S. 214–220.
- [21] Lamont, J. C. u. Scott, D. S.: An eddy cell model of mass transfer into the surface of a turbulent liquid. AIChE Journal 16 (1970) 4, S. 513–519. doi: 10.1002/aic.690160403
- [22] Avdeev, A. A.: Bubble Systems. Cham: Springer International Publishing 2016.
- [23] Carroll, J. J., Slupsky, J. D. u. Mather, A. E.: The Solubility of Carbon Dioxide in Water at Low Pressure. Journal of Physical and Chemical Reference Data 20 (1991) 6, S. 1201–1209. doi: 10.1063/1.555900.
- [24] Sander, R.: Compilation of Henry's law constants (version 5.0.0) for water as solvent. Atmospheric Chemistry and Physics 23 (2023) 19, S. 10901–12440. doi: 10.5194/acp-23-10901-2023.



estaro®

Der Spezialist für
hitzebeständige
Edelstähle



www.estaro.de

FÜR EINEN SAUBEREN UND SICHEREN TECHNOLOGIEWANDEL

Verbrennung | Zündung | Sicherheit | Gasreinheitskontrolle



Systeme für
Feuerungstechnik



Prozess- und
Umweltmesstechnik



Dekarbonisierung /
Energiewende

HyDi.KWK: Wasserstoffbasierte und digitalisierte KWK-Konzepte für eine emissionsarme und resiliente Energieversorgung

Rolf Albus, Christoph Wieland, Nadine Lucke und Jörn Benthin

1.	KWK im Wandel: Einleitung	160
2.	KWK auf dem Weg zur Klimaneutralität: Ziele des Projekts.....	161
3.	KWK in Theorie und Praxis: Methodik und Lösungsstrategien im Projekt.....	163
4.	KWK vorausgedacht: Projektausblick und zukünftige Handlungsfelder	167
5.	Quellen	168

BHKW	Blockheizkraftwerk
EWP	Elektrowärmepumpe
FIS	Forschungsinfrastruktur
HiL	Hardware-in-the-Loop
IKT	Informations- und Kommunikationstechnik
KWK	Kraft-Wärme-Kopplung
MSRT	Mess-, Steuerungs- und Regelungstechnik
PtH	Power-to-Heat
PV	Photovoltaik
RFB	Redox-Flow-Batterie
SOFC	Solid Oxide Fuel Cell
THG	Treibhausgas(e)
VI	Virtuelles Institut

1. KWK im Wandel: Einleitung

Die Strom- und Wärmeversorgung ist in Deutschland für einen Großteil des Primärenergiebedarfs und der Treibhausgasemissionen verantwortlich. Beide Sektoren sind daher von großer Bedeutung für die Erreichung der Klimaneutralität.

Für die nachhaltige Transformation des Energiesystems stellt die forcierte Eröffnung der Potenziale regenerativer Energiequellen eine wichtige Säule dar. Lange stand daher der Ausbau von Windkraft- und Photovoltaik-Anlagen im Zentrum der deutschen Klimapolitik, um die Dekarbonisierung – vor allem im Stromsektor – voranzutreiben. Jedoch führt die witterungsbedingt volatile Erzeugung zu Herausforderungen beim Netzausbau und bei der Versorgungssicherheit. Des Weiteren limitiert die Beschränkung auf elektrische Anwendungen das Potenzial für die Dekarbonisierung des Wärmesektors.

Allein die Wärmeversorgung im Gebäudesektor verursachte im Jahr 2024 rund 100,5 Mio. t CO₂-äquivalente Emissionen, was in etwa 15,5 % der bundesweiten Emissionen von Treibhausgasen (THG) entspricht [1]. Hinzu kommen Emissionen aus der Erzeugung von Prozesswärme im Industrie- und Gewerbesektor. Es wird davon ausgegangen, dass in 2024 ca. 110 bis 115 Mio. t CO₂-äquivalente Emissionen auf industrielle und gewerbliche Prozesswärme zurückzuführen ist, rund 17 bis 18 % der Gesamtemissionen in diesem Jahr [2]. Dies verdeutlicht die Bedeutung von Maßnahmen im Wärmesektor, der insgesamt rund ein Drittel der nationalen THG-Emissionen verursacht.

Angesichts dessen wird der Wärmesektor zunehmend als Hebel für das Erreichen der Klimaziele verstanden. Die Klimapolitik hat den Handlungsbedarf im Wärmesektor in den vergangenen Jahren erkannt und zielgerichtete Maßnahmen wie die verpflichtende kommunale Wärmeplanung initiiert [3]. Dabei rücken die Integration flexibler, regelbarer und sektorenübergreifender Technologien sowie der Aufbau intelligenter Netzstrukturen in den Fokus. Die Kraft-Wärme-Kopplung (KWK) ist dabei eine Schlüsseltechnologie für die hocheffiziente und resiliente Energiebereitstellung: Zum einen werden bei gleichzeitiger Bereitstellung von Strom und Wärme der Primärenergiebedarf und die THG-Emissionen reduziert, zum anderen sind KWK-Systeme flexibel regel- bzw. steuerbar, sodass sie zur Netzstabilität und Versorgungssicherheit beitragen. KWK-Systeme können zudem (zeitversetzt) klimaneutrale, regenerativ erzeugte Brennstoffe wie Wasserstoff nutzen.

Für die dezentrale Quartiersversorgung, den Einsatz in Wärmenetzen oder an Industriestandorten sind motorische Blockheizkraftwerke (BHKW) als auch Brennstoffzellen grundsätzlich gleichermaßen geeignet. Sie können als Bindeglied zwischen dem Gas-, Strom- und Wärmesektor fungieren und eine stabile,

nachhaltige und klimaneutrale Energieversorgung unterstützen. Motorische BHKW sind als hochflexible und etablierte Technologie prädestiniert für eine resiliente und kostengünstige Energieversorgung. Brennstoffzellen zeichnen sich vor allem durch vergleichsweise hohe elektrische Wirkungsgrade aus.

Um den komplexen Anforderungen des zukünftigen Energiesystems gerecht zu werden, müssen KWK-Technologien weiterentwickelt und an die neuen Bedingungen angepasst werden. Dies betrifft in erster Linie den Wechsel von fossilen Energieträgern zu regenerativen Gasen. Insbesondere der Markthochlauf von Wasserstoff gewinnt zunehmend an Dynamik. Regenerativ erzeugter Wasserstoff eröffnet neue Chancen für die klimaneutrale KWK, erfordert aber auch angepasste Technologien und robuste Betriebskonzepte. Zum Einsatz von H₂-Gemischen oder reinem H₂ in KWK-Systemen liegen bisher nur wenige Betriebs erfahrungen aus einzelnen Pilotprojekten vor. Auch über die Auswirkung der veränderten Gasbeschaffenheit auf einzelne Systemkomponenten und auf die Wirkungsgrade von KWK-Systemen ist wenig bekannt.

Um eine resiliente Versorgung mit Strom und Wärme gewährleisten zu können, müssen Engpässe und Überschüsse vorausschauend ausgeglichen und gesteuert werden. Dazu sind Fortschritte bei der Digitalisierung von System- und Infrastrukturkomponenten dringend erforderlich. Digitale Technologien und ein leistungsfähiges, ausfallsicheres Leitsystem mit Echtzeitinfrastruktur sind die Voraussetzungen für die Interoperabilität von KWK-Systemen und den vielfältigen Erzeugern und Verbrauchern.

Damit die Transformation des Energiesystems gelingt, sind im Bereich der H₂-Readiness und der Digitalisierung von KWK-Systemen die nächsten Schritte zur Erhöhung der technologischen Reife und zur Qualifizierung der Komponenten in einer realen Betriebsumgebung erforderlich. Technologische und wirtschaftliche Hemmnisse für innovative, wasserstoffbasierte KWK-Konzepte lassen sich nur dann wirksam abbauen, wenn verstärkt Pilotprojekte realisiert werden, welche die Machbarkeit und den Nutzen solcher Konzepte demonstrieren. Nur durch die systemische Auswertung und Quantifizierung der Ergebnisse kann Vertrauen in neue Technologien geschaffen und der Markthochlauf beschleunigt werden.

2. KWK auf dem Weg zur Klimaneutralität: Ziele des Projekts

Das Verbundprojekt HyDi.KWK hat zum Ziel, wasserstofffähige, intelligent steuerbare KWK-Systeme mithilfe einer einzigartigen Demonstrationsplattform zu untersuchen.

Die Partner des Virtuellen Instituts | KWK.NRW (VI | KWK.NRW) werden dazu innerhalb von drei Jahren die notwendigen Forschungsinfrastrukturen (FIS) aufbauen, um umfassende experimentelle Untersuchungen und modellbasierte Szenarioanalysen durchzuführen. Im Fokus stehen die Potenziale hinsichtlich Klimaneutralität, Wirtschaftlichkeit und Netzdienlichkeit.

Die Partner – das Gas- und Wärme-Institut Essen e. V. (GWI), die Universität Duisburg-Essen mit den Lehrstühlen Energietechnik (LET), Energieverfahrenstechnik und Energiesysteme (LEE) sowie Energiewirtschaft (EWL) und die WTZ Roßlau gGmbH – führen ihre Kompetenzen im VI | KWK.NRW zusammen. Das VI | KWK.NRW wurde 2014 initiiert und entwickelt sich seitdem konsequent weiter. Das Projekt HyDi.KWK wurde im Wettbewerb *Forschungsinfrastrukturen. NRW* des EFRE/JTF-Programms Nordrhein-Westfalen 2021–2027 zusammen mit 17 von insgesamt 36 eingereichten Skizzen für eine Förderung empfohlen [4]. Im November 2024 wurde das Projekt bewilligt und erfolgreich gestartet. HyDi. KWK wird somit kofinanziert von der Europäischen Union und gefördert durch das Ministerium für Wirtschaft, Industrie, Klimaschutz und Energie des Landes NRW.

Als Kompetenz- und Anwendungszentrum hat das VI | KWK.NRW das Ziel, den Transformationsprozess der KWK durch gezielte Innovationsimpulse, praxisnahe Lösungen und einen marktorientierten Technologietransfer zu beschleunigen. In HyDi.KWK wird die bestehende FIS zu einer Demonstrationsplattform ausgebaut, die gleichermaßen Untersuchungen zur H₂-Readiness einzelner KWK-Technologien und auch von Optimierungspotenzialen eines Anlagenverbunds hinsichtlich Wirtschaftlichkeit und Netzdienlichkeit ermöglicht. Besonders im Hinblick auf die zunehmend erneuerbare und damit volatile Strombereitstellung ist ein technologieoffener Ansatz für Energieversorgungskonzepte wichtig, um die spezifischen Stärken und Schwächen einzelner Technologien möglichst effizient aufeinander abzustimmen. Daher liegt der Fokus von HyDi. KWK sowohl auf H₂-ready umgerüsteten motorischen BHKW und Brennstoffzellen als auch auf deren Zusammenspiel mit anderen Systemkomponenten wie Energiespeichern, elektrischen Wärmepumpen oder Elektrolyseuren. Alle zentralen Systemkomponenten werden in die FIS integriert und mithilfe moderner Leittechnik im realen Anlagenbetrieb erprobt.

Zusätzlich ermöglicht eine neue cyber-physische Betriebsumgebung die Verbindung realer Systeme mit digitalen Anlagen- und Marktmodellen (Abbildung 1). Diese Umgebung – vergleichbar mit einer Hardware-in-the-Loop (HiL)-Plattform – ermöglicht eine digital gestützte, risikofreie Erprobung innovativer Betriebs- und Regelungsstrategien unter realitätsnahen Bedingungen. Dadurch lassen sich nicht nur wertvolle Erkenntnisse über die Systematik und

Effizienz hybrider Energiesysteme gewinnen, sondern auch Grundlagen für die Entwicklung digitaler Werkzeuge schaffen, die den technologischen Reifegrad erhöhen und zur praxisnahen Validierung beitragen.

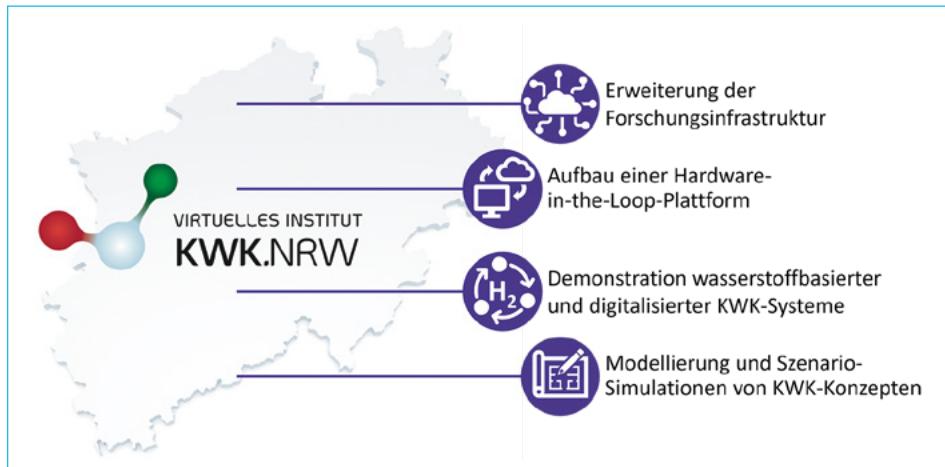


Abb. 1: Forschungsthemen der Virtuellen Instituts | KWK.NRW im Projekt HyDi.KWK

Die Partner des VI | KWK.NRW untersuchen systematisch und entsprechend ihrer unterschiedlichen Kernkompetenzen ein breites Spektrum an Anwendungsoptionen für KWK-Technologien. Dieses Spektrum reicht von industriellen Insellösungen über integrierte Quartierskonzepte bis hin zur Einbindung in übergeordnete Fernwärmestrukturen des Landes NRW. Auf diese Weise entsteht ein ganzheitliches Bild der technischen, wirtschaftlichen und ökologischen Potenziale wasserstoffbasierter KWK im Rahmen der Energiewende.

3. KWK in Theorie und Praxis: Methodik und Lösungsstrategien im Projekt

Am Standort des GWI wird die bestehende FIS, das sogenannte LivingLab, kontinuierlich weiterentwickelt. Die Betriebsdaten und Energieflüsse werden mit hochentwickelter Mess- sowie Informations- und Kommunikationstechnik (IKT) erfasst und in einer gemeinsamen Datenbank gespeichert. Mit (teil-)automatisierter Datenverarbeitung und individualisierten Dashboards können am GWI detaillierte Analysen in Echtzeit durchgeführt werden. Abbildung 2 zeigt die etablierten, in anderen Projekten begonnenen und in HyDi.KWK geplanten technologischen Komponenten der FIS.



Abb. 2: Forschungsinfrastruktur, das LivingLab, am Standort des GWI

Die Erweiterung zur Untersuchung der H₂-Readiness von KWK-Systemen erfolgt auf verschiedenen Ebenen und ergänzt die vorhandene FIS optimal. Zum einen wird das bestehende Hybrid-SOFC-System, eine Hochtemperatur-Brennstoffzelle (engl. Solid Oxide Fuel Cell, SOFC) mit nachgeschalteter Mikrogasturbine, um eine H₂-Beimischung erweitert. Mit dem Hybrid-SOFC-System, das im konventionellen Erdgas-Betrieb eine elektrische Leistung von 200 kW hat, werden Versuchsreihen mit H₂-Gehalten von bis zu 20 % durchgeführt. Von besonderem Interesse ist der Effekt des zunehmenden H₂-Gehalts im Brenngas auf die Leistungsparameter des Systems, wie maximale elektrische Leistung oder Wirkungsgrade. Dies gilt gleichermaßen für die Nennlast als auch für die verschiedenen Teillaststufen des Hybrid-SOFC-Systems. Des Weiteren wird die Demonstrationsplattform am GWI um ein gasmotorisches BHKW in der elektrischen Leistungsklasse von 20 kW erweitert. Dieses wird durch den Partner WTZ auf den Betrieb mit 100 % H₂ umgerüstet, am GWI installiert, ins LivingLab eingebunden und erprobt. Der gewählte Untersuchungsansatz erlaubt es, die Transformation der KWK hin zu einer zuverlässigen H₂-Technologie praxisnah und umfassend darzustellen. Mit den zwei unterschiedlichen KWK-Technologien, den zwei Leistungsklassen und den zwei unterschiedlichen H₂-Spektren können vielfältige Aspekte des Transformationspfads der KWK ganzheitlich abgebildet werden.

Weitere neue Komponenten, die zur realitätsnahen Demonstration des zunehmend komplexen Energiesystems in die FIS integriert werden, sind eine Elektro-Wärmepumpe (EWP), eine Redox-Flow-Batterie (RFB) sowie ein PtH-System. Alle Anlagen werden mit Messsystemen auf den neusten Stand der Technik ausgestattet und in eine übergeordnete Leittechnik eingebunden. Dies ermög-

licht den synchronen Betrieb der wasserstofffähigen KWK-Systeme mit den weiteren etablierten und neuen Systemkomponenten des LivingLabs. Wärmeseitig sind u. a. ein konventionelles Brennwertgerät und zwei Gas-Wärmepumpen im Einsatz. Die eigenen Photovoltaik-Anlagen des GWI und Ladestationen für Elektromobilität ergänzen das Portfolio stromseitig. Durch die Erfassung der Echtzeitdaten können neue Regelungs- und Betriebsstrategien des Anlagenportfolios unter praxisnahen Bedingungen getestet werden. Die hohe Granularität der Daten liefert umfangreiche Informationen, die für die (teil-)automatisierte Betriebsoptimierung und die skalierbare Systemintegration wasserstofffähiger KWK in sektorengekoppelte Energiesysteme essenziell sind.

Die Erkenntnisse aus den experimentellen Untersuchungen zu den KWK-Technologien fließen in entsprechende Simulationsmodelle der Partner ein. Die Modelle des Hybrid-SOFC-Systems und einer reversiblen SOFC werden am LEE entwickelt, das des motorischen H₂-BHKW am LET. Die Modelle werden für simulationsgestützte Szenarioanalysen genutzt, mit denen weitere Anwendungsoptionen für wasserstofffähige KWK-Systeme untersucht werden. Das GWI fokussiert sich hierbei auf die Transformation der Fernwärme in NRW. Die leitungsgebundene Wärmeversorgung wird dazu systematisch erfasst, technisch charakterisiert und georeferenziert abgebildet. Hierbei kommt u. a. die GWI GeoDB zum Einsatz, ein gesamtdeutsches Energiesystemmodell, das auf einem umfassenden Geoinformationssystem (GIS) basiert. Bestehende Fernwärmeinfrastrukturen werden hinsichtlich der technischen Anschlussfähigkeit von wasserstoffbasierten Technologien untersucht. Im Fokus liegen die Umrüstung konventioneller Heizkraftwerke und deren anlagentechnische Erweiterung, denn durch wasserstofffähige KWK-Systeme, großskalige Wärmepumpen oder PtH-Systeme können signifikante Emissionsminderungen im Wärmesektor erzielt werden. Durch die Nutzung bestehender Erzeugungsanlagen und Fernwärmenetze ergeben sich zudem wirtschaftliche und strategische Vorteile, da die Investitionen vergleichsweise gering und Transformationsprozesse erleichtert sind. Mögliche Transformationspfade werden mithilfe GIS-basierter Analysemethoden bewertet. Anhand der räumlichen Korrelation von Wärmebedarf, bestehenden Wärmenetzen und Wärmeerzeugern können Standort- und CO₂-Minderungspotenziale in NRW konkretisiert werden. In Kombination mit dem Energiesystemmodell und dem Marktmodell, welches vom Partner EWL weiterentwickelt wird, können zudem wirtschaftlich tragfähige Szenarien entwickelt werden, die die regionalen Gegebenheiten in NRW und sektorenübergreifende Effekte berücksichtigen. Neben der sicheren und nachhaltigen Wärmeversorgung muss schließlich der zukünftige Betrieb der KWK darauf ausgerichtet sein, das Stromverteilnetz im Einklang mit den weiteren Wärmeerzeugern bestmöglich zu entlasten.

Sowohl die entwickelten Modelle als auch die realen Anlagen werden final in eine gemeinsame cyber-physische Betriebsumgebung implementiert. Diese Umgebung, im Folgenden als HiL-Plattform bezeichnet, wird am GWI aufgebaut und bildet die technische Schnittstelle zwischen den realen Systemkomponenten des LivingLab und der Simulationsumgebung. Die HiL-Plattform ermöglicht, wie in Abbildung 3 schematisch dargestellt, die Überführung der Szenariosimulationen in den realen Betrieb. Elektronische und mechanische Signale aus der Leittechnik des Anlagenportfolios werden bidirektional mit digitalen Signalen aus der Simulationsumgebung gekoppelt. Durch die Kombination der Simulationsmodelle mit der realen Steuerungsarchitektur können sowohl energetische als auch energiewirtschaftliche Szenarien in den Anlagenbetrieb überführt werden. Komplexe Effekte, die in zukünftigen Energiesystemen und an den Energiemarkten denkbar sind, können virtuell dargestellt und in ihrer Auswirkung auf das Anlagenportfolio unmittelbar, in Echtzeit bewertet werden. Simulierte Preis- und Einsatzszenarien werden bezüglich ihrer Wirkung auf die Betriebsführung und Effizienz realer KWK-Systeme untersucht. Dies hat den entscheidenden Vorteil, dass wasserstoffbasierte KWK-Systeme und innovative Betriebsstrategien realitätsnah und risikofrei erprobt werden können. Dabei können simultan belastbare Aussagen hinsichtlich der technischen Machbarkeit, wirtschaftlichen Tragfähigkeit und Systemdienlichkeit getroffen werden. Die HiL-Plattform fungiert somit als Test- und Demonstrationsumgebung für die Integration von KWK-Anlagen in zukünftige Wasserstoff-Energiesysteme und -Märkte.

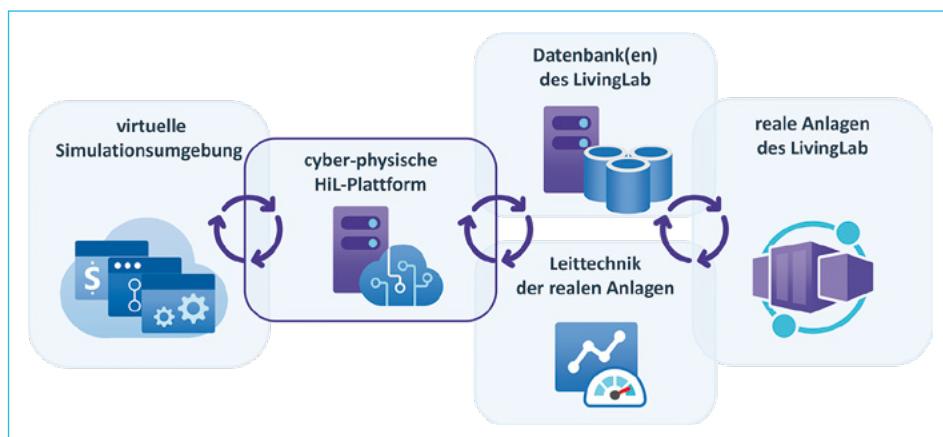


Abb. 3: Schematische Darstellung der realen, cyber-physischen und virtuellen Betriebsumgebungen

4. KWK vorausgedacht: Projektausblick und zukünftige Handlungsfelder

Mit HyDi.KWK werden Transformationspfade der KWK im Kontext einer zunehmend wasserstoffbasierten und technologieoffenen Energieversorgung aufgezeigt. Die erweiterte Forschungsinfrastruktur und die neue cyber-physische Betriebsumgebung ermöglichen es, reale KWK-Systeme in einem Verbund mit weiteren Schlüsseltechnologien der Wärme- und Stromversorgung realitätsnah zu erproben. Durch den integrativen Projektansatz werden Entwicklungen in mehreren technologischen und strategischen Handlungsfeldern zugleich adressiert. Neben dem Aufbau einer integrierten Wasserstoffwirtschaft sind dies vor allem die Digitalisierung dezentraler Infrastrukturen und die datenbasierte, adaptive Betriebsoptimierung von Anlagenverbünden. Durch die technologie-übergreifende Systembetrachtung ergibt sich ein breites Anwendungspotenzial für die Energieforschung und -wirtschaft.

Die Demonstrationsplattform steht zur Erprobung etablierter und innovativer Technologien im Umfeld sich wandelnder Systemzustände und variabler Rahmenbedingungen zur Verfügung. Zukünftige Szenarien können nicht nur theoretisch, sondern unmittelbar in der Anwendung untersucht werden. HyDi.KWK generiert nicht nur technologieoffene Innovationsimpulse, sondern überträgt diese gezielt in anwendungsnahen Szenarien der Energiewirtschaft. Die Kombination aus technischer Validierung, virtueller Simulation und strategischer Systemintegration von wasserstofffähigen KWK-Systemen beschleunigt die notwendige Transformation der KWK als resiliente, flexible und klimaneutrale Schlüsseltechnologie.

Die Plattform fungiert damit als Brücke zwischen der anwendungsnahen Forschung und der energiewirtschaftlichen Praxis. Die modellbasierten Analysen ermöglichen zudem ein Hochskalieren der Ergebnisse auf übergeordnete Handlungsebenen, womit die Bewertung von Transformationsprozessen auf Quartiers-, Landes und Bundesebene im Kontext der Wasserstoffstrategie und KWK-Förderkulisse möglich wird. Insbesondere für Kommunen und Energieversorger bietet die HiL-Plattform die Möglichkeit zur techno-ökonomischen Bewertung zukünftiger Versorgungsoptionen und liefert damit valide Entscheidungsgrundlagen. Hybride Wärmekonzepte, die Nutzung erneuerbarer Gase und sektorenübergreifende Betriebsstrategien können realitätsnah abgebildet und zielgerichtet analysiert werden. Dies fördert die systematische Entwicklung resilenter und klimaneutraler Energieinfrastrukturen auf lokaler und regionaler Ebene. Die generierten Innovationsimpulse leisten so einen direkten Beitrag zum Technologietransfer in die Energiewirtschaft.

5. Quellen

- [1] Umweltbundesamt (UBA): *Klimaziele bis 2030 erreichbar* – Online-Pressemitteilung Nr. 11/2025 (2025), URL: <https://www.umweltbundesamt.de/presse/pressemitteilungen/klimaziele-bis-2030-erreichbar> (Stand: 14.03.2025).
- [2] Umweltbundesamt (UBA): *Emissionsdaten 2024* – Pressehintergrundinformationen, URL: https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/11867/dokumente/emissionsdaten_2024_-_pressehintergrundinformationen.pdf#:~:text=%C3%9Cber,2%2C5 (Stand: 15.03.2025).
- [3] Presse- und Informationsamt der Bundesregierung: *Kommunale Wärmeplanung für ganz Deutschland* – Service-Beitrag, URL: <https://www.bundesregierung.de/breg-de/service/archiv/waermeplanungsgesetz-2213692> (Stand: 11.01.2024).
- [4] Ministerium für Wirtschaft, Industrie, Klimaschutz und Energie des Landes Nordrhein-Westfalen: *Forschungsinfrastrukturen.NRW – Ergebnisse der ersten Einreichungsrunde*, URL: <https://www.efre.nrw/einfach-machen/foerderung-finden/forschungsinfrastruktur-nrw> (Stand: 26.05.2025).



Kraftwerk für Ideen mit Herz & Hirn

KONZEPTION & BERATUNG | SATZ & LAYOUT | CORPORATE DESIGN
PRINT | DIGITAL & WEB | SOCIAL MEDIA | TEXT & WERBELEKTORAT
SLOGANS & CLAIMS | ILLUSTRATION | FOTOGRAFIE | MESSE & EVENT



taktiker Werbeagentur GmbH
Bautzner Str. 189 | 01099 Dresden
t +49 (0)351 563943-11 | f +49 (0)351 563943-10
post@die-taktiker.de | www.die-taktiker.de

REGIONALE NETZ- WERKE FÜR DIE KREIS- LAUFWIRTSCHAFT

ARBEITSSCHWERPUNKTE

- **Energie**
Energie ist der zentrale Rohstoff einer funktionierenden Kreislaufwirtschaft
- **Rohstoffe | Wertstoffe**
Innovative Verfahren zur Wertstoffrückgewinnung
- **Standortentwicklung**
Die Entwicklung einer synergetischen Stoff- und Energiestromwirtschaft ist das Ziel zukunftsfähiger Industriestandorte
- **Zirkuläres Bauen**
Eine enge Verzahnung von Planung, Bau und Rückbau



Dank

Mit dem Abschluss des Lektorats, dem finalen Satz und der vollständigen Manuskriptbearbeitung möchten wir Herausgeber allen Beteiligten, die zur Entstehung dieses Buches beigetragen haben, unseren herzlichen Dank aussprechen.

Unser besonderer Dank gilt dabei unseren Autoren und Co-Autoren. Es ist alles andere als selbstverständlich, neben der beruflichen Verpflichtungen und oftmals auf Kosten der eigenen Freizeit ein Manuskript zu erstellen – diese Leistung verdient höchste Anerkennung. Ihre Beiträge sind die Essenz dieses Buches. Sie ermöglichen nicht nur einen fundierten Einblick in aktuelle Entwicklungen der Energietechnik, sondern zeigen zugleich auf, wie viel Engagement und Zeit erforderlich sind, um innovative Ideen in die Praxis zu überführen. Diese Sammlung ist daher von hohem dokumentarischem Wert.

Viele der beteiligten Autorinnen und Autoren kennen unsere engen Zeitvorgaben bereits aus den Vorjahren und haben – wie gewohnt – zuverlässig und qualitativ hochwertig geliefert. Auch unsere zahlreichen Erstautoren haben sich dieser Herausforderung mit großem Einsatz gestellt und ausgezeichnete Beiträge verfasst. Eine vollständige Namensliste aller Mitwirkenden findet sich am Ende des Buches.

Dass das Buch erneut in der bewährten Qualität erscheinen kann, verdanken wir nicht zuletzt der Unterstützung zahlreicher Unternehmen und Förderer. Unser ausdrücklicher Dank geht an die Firmen ABB AG, CheMin GmbH, Dornier Power and Heat GmbH, DURAG Holding AG, ENVERUM GmbH, estaro GmbH, ete.a Ingenieurgesellschaft für Energie- und Umweltengineering & Beratung mbH, Indaver Deutschland GmbH, Lausitz Energie Kraftwerke AG, MARTIN GmbH für Umwelt- und Energietechnik, Meeraner Dampfkesselbau GmbH, Mehldau & Steinfath Umwelttechnik GmbH, Power Service Solutions GmbH, PreZero Pyral GmbH, Saale Energie GmbH, SachsenEnergie AG, Steinmüller Engineering GmbH, TBF + Partner AG und Wolf Energetik next generation GmbH, die dieses Vorhaben durch ihre Beiträge erst ermöglicht haben.

Ebenso ist es uns ein Anliegen, unseren Dank durch eine sorgfältige Bearbeitung der Manuskripte zum Ausdruck zu bringen – an alle Autorinnen und Autoren, die beteiligten Unternehmen, die Inserenten und Sponsoren. Wir hoffen, dass sowohl das gedruckte Buch als auch das E-Book bei Ihnen Beachtung und Verbreitung finden.

Das Kraftwerkstechnische Kolloquium lebt ganz wesentlich vom Engagement und der verlässlichen Arbeit von Frau Jentschke, Frau Leik und unserem gesamten Team. Ihre Organisation, ihre Koordination mit Autoren und Partnern sowie ihre freundliche Kommunikation haben maßgeblich zum Gelingen

des Buches beigetragen. Unser besonderer Dank gilt auch unseren Lektoren Dr.-Ing. Daniel Bernhardt, Dr. rer. nat. Kathrin Gebauer, Matteo Giesen, M.Sc., Dipl.-Ing. Montadhar Guesmi, Juliane Jentschke, M.A., Florian Langner, M.Sc., Sandra Leik, M.A., Qiu Lu, M.Sc., Dipl.-Ing. Johannes Manthey, Dipl.-Ing. Jerome Michel, Dipl.-Ing. (FH) Sebastian Rochau, Richard Schab, M.Sc., Dipl.-Ing. Valentin Scheffel, Antonia Sikotakopoulou, M.Sc., Dipl.-Ing. Min Su Sohn, Dr.-Ing. Simon Unz und Luis Wunder, M.Eng., die mit ihrem geschulten Blick und ihrer akribischen Arbeit im Zusammenwirken mit den Autoren die hohe Qualität der Texte sichergestellt haben.

Für ihre tatkräftige Unterstützung bei allen organisatorischen und finanziellen Fragen danken wir zudem Frau Michaela Engel und Frau Susanne Kessinger sehr herzlich.

Ein ebenso großes Dankeschön geht an Frau Silke Schulze sowie Frau Julia Gaßmann von der Agentur *die taktiker*, die mit viel Einsatz den Satz des Buches sowie die Erstellung des E-Books übernommen und zahlreiche organisatorische Aufgaben mit gewohnter Sorgfalt und Qualität betreut haben.

Nicht zuletzt danken wir dem Verlag *Innovation und Kreislaufwirtschaft Sachsen IKS e.V.* und insbesondere Herrn Erich Fritz für die verlässliche Zusammenarbeit und die Möglichkeit, dieses Buch in ihrem Hause publizieren zu dürfen.

August 2025

Michael Beckmann, Antonio Hurtado

Autorenverzeichnis

Dr.-Ing. Rolf Albus

Gas- und Wärme-Institut Essen e.V.
Hafenstraße 101
45356 Essen
Tel.: 0201 3618-100
E-Mail: rolf.albus@gwi-essen.de

Seite 159

Prof. Dr.-Ing. Michael Beckmann

Technische Universität Dresden
Professur für Energieverfahrenstechnik
George-Bähr-Straße 3b
01069 Dresden
Tel.: 0351 463-34493
E-Mail: michael.beckmann@tu-dresden.de

Seite 145

Dipl.-Ing. Jörn Benthin

Gas- und Wärme-Institut Essen e. V.
Hafenstraße 101
45356 Essen
Tel.: 0201 3618-251
E-Mail: joern.benthin@gwi-essen.de

Seite 159

Dipl.-Ing. Michael Beyer

ERK Solution GmbH
Radickestraße 48
12489 Berlin
Tel.: 030 897746-15
E-Mail: mbeyer@eckrohrkessel.com

Seite 63

Dr.-Ing. Marcel Biebl

Gas- und Wärme-Institut Essen e. V.
Hafenstraße 101
45356 Essen
Tel.: 0201 3618-247
E-Mail: marcel.biebl@gwi-essen.de

Seite 107, 119

Dipl.-Ing. Johannes Burkert
SAACKE GmbH
Südweststraße 13
28237 Bremen
Tel.: 0421 6495-5342
E-Mail: j.burkert@saacke.com

Seite 107

Torben Fendel
Power Service Solutions GmbH
Schifferstraße 80
47059 Duisburg
Tel.: 0203 8038-1450
E-Mail: t_fendel@eumhi.com

Seite 49

Dr.-Ing. Anne Giese
Gas- und Wärme-Institut Essen e. V.
Hafenstraße 101
45356 Essen
Tel.: 0201 3618-257
E-Mail: anne.giese@gwi-essen.de

Seite 119

Bernd Feller, M.Sc.
Gas- und Wärme-Institut Essen e. V.
Hafenstraße 101
45356 Essen
Tel.: 0201 3618-184
E-Mail: bernd.feller@gwi-essen.de

Seite 107, 119

Dipl.-Ing. Montadhar Guesmi
Technische Universität Dresden
Professur für Energieverfahrenstechnik
George-Bähr-Straße 3b
01069 Dresden
Tel.: 0351 463-34036
E-Mail: montadhar.guesmi@tu-dresden.de

Seite 145

Raphael Halbe Steinmüller Engineering GmbH Fabrikstraße 5 51643 Gummersbach Tel.: 02261 78950503 E-Mail: raphael.halbe@steinmueller.com	Seite 95
Dirk Hoch Steinmüller Engineering GmbH Fabrikstraße 5 51643 Gummersbach Tel.: 02261 7895050-372 E-Mail: dirk.hoch@steinmueller.com	Seite 95
Ing. Ph.D. Miloš Kašparek UJEP FSI Institute of Machines and Power Engineering Pasteurova 1 400 96 Ústí nad Labem Tschechische Republik E-Mail: milos.kasparek@ujep.cz	Seite 133
Dipl.-Ing. Stefan Kohn ERK Solution GmbH Radickestraße 48 12489 Berlin Tel.: 030 897746-43 E-Mail: skohn@eckrohrkessel.com	Seite 63
Nadine Lucke, M.Eng. Gas- und Wärme-Institut Essen e. V. Hafenstraße 101 45356 Essen Tel.: 0201 3618-251 E-Mail: nadine.lucke@gwi-essen.de	Seite 159

Dipl.-Ing. Johannes Manthey

Technische Universität Dresden
Professur für Energieverfahrenstechnik
George-Bähr-Straße 3b
01069 Dresden
Tel.: 0351 463-34036
E-Mail: johannes.manthey@tu-dresden.de

Seite 145

Hossein Mehdipour, M.Sc.

Technische Universität Dresden
Professur für Energieverfahrenstechnik
George-Bähr-Straße 3b
01069 Dresden
Tel.: 0351 463-37623
E-Mail: hossein.mehdipour@tu-dresden.de

Seite 145

Prof. Ing. Ph.D. Štefan Michna

UJEP FSI
Institute of Machines and Power Engineering
Pasteurova 1
400 96 Ústí nad Labem
Tschechische Republik
E-Mail: stefan.michna@ujep.cz

Seite 133

Doc. Ing. Ph.D. Jan Novotny

UJEP FSI
Institute of Machines and Power Engineering
Pasteurova 1
400 96 Ústí nad Labem
Tschechische Republik
Tel.: +420 475 285-512
E-Mail: novotny@ujep.cz

Seite 133

Doc. Ing. Ph.D. Ludmila Nováková

Seite 133

UJEP FSI

Institute of Machines and Power Engineering
Pasteurova 1
400 96 Ústí nad Labem
Tschechische Republik
E-Mail: ludmila.novakova@ujep.cz

Dipl.-Ing. Philipp Pietsch

Seite 39

DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH
Karl-Heine-Straße 109/111
04229 Leipzig
Tel.: 03731 4195-352
E-Mail: philipp.pietsch@dbi-gruppe.de

Dr.-Ing. Dorian Rasche

Seite 95

Steinmüller Engineering GmbH
Fabrikstraße 5
51643 Gummersbach
Tel.: 02261 7895050-413
E-Mail: dorian.rasche@steinmueller.com

Dr.-Ing. Christopher Rosebrock

Seite 107

SAACKE GmbH
Südweststraße 13
28237 Bremen
E-Mail: c.rosebrock@saacke.com

Giuliano Rossi

Seite 83

Ecoflam Bruciatori S.p.a.
Via Roma 64
31023 Resana TV
Italien
Tel.: +39 3427453273
E-Mail: giuliano.rossi@ariston.com

Dipl.-Ing. Raphael David Roth
DBI Gas- und Umwelttechnik GmbH
Karl-Heine-Straße 109/111
04229 Leipzig
Tel.: 03731 4195-352
E-Mail: raphael.roth@dbi-gruppe.de

Seite 39

Dipl.-Ing. Thomas Schmidt
IBIFA GmbH
Tannenweg 17
01796 Pirna
Tel.: 03501 4616486
E-Mail: thomas.schmidt@ibifa.de

Seite 63

Jeremia Schreiber
ERK Solution GmbH
Radickestraße 48
12489 Berlin
Tel.: 030 897746-26
E-Mail: jschreiber@eckrohrkessel.com

Seite 63

Dr. Wolfgang Timm
Power Service Solutions GmbH
Schifferstraße 80
47059 Duisburg
Tel.: 0203 8038-1304
E-Mail: w_timm@eumhi.com

Seite 49

Dr.-Ing. Simon Unz
Technische Universität Dresden
Professur für Energieverfahrenstechnik
George-Bähr-Straße 3b
01069 Dresden
Tel.: 0351 463-33832
E-Mail: simon.unz@tu-dresden.de

Seite 145

Prof. Dr.-Ing. Konrad Vogeler

Technische Universität Dresden
Lehrstuhl für Turbomaschinen und Flugantriebe
01062 Dresden
Tel.: 0351 463-32063
E-Mail: konrad.vogeler@tu-dresden.de

Seite 17

Prof. Dr.-Ing. Christoph Wieland

Universität Duisburg-Essen
Leimkugelstraße 10
45141 Essen
Tel.: 0201 183-7510
E-Mail: christoph.wieland@uni-due.de

Seite 119, 159

Thomas Wünsch

ELCO GmbH
Dreieichstraße 10
64546 Mörfelden-Walldorf
Tel.: 06105 287-195
E-Mail: thomas.wuensch@de.elco.net

Seite 83

Dr. Bernhard Zimmermann

Power Service Solutions GmbH
Schifferstraße 80
47059 Duisburg
Tel.: 0203 8038-2028
E-Mail: b_zimmermann@eumhi.com

Seite 49

Dipl.-Ing. Bert Zimmermann

Elco Burners GmbH
Herbert Liebsch Straße 4A
01796 Pirna
Tel.: 03501 795-513
E-Mail: bert.zimmermann@de.elco.net

Seite 83

Inserentenverzeichnis

ABB AG

Kallstadter Straße 1

68309 Mannheim

Tel.: 0180 5222-580

E-Mail: prozessautomatisierung@de.abb.com

<https://new.abb.com/de/ueber-uns/geschaeftsbereiche/prozessautomation>

Seite 81

CheMin GmbH

Am Mittleren Moos 46 A

86167 Augsburg

Tel.: 0821 74839-0

E-Mail: info@chemin.de

<http://www.chemin.de>

Seite 131

Dornier Group GmbH

Zimmerstraße 67/69

10117 Berlin

Tel.: 030 253991-0

E-Mail: info@dornier-group.com

<https://dornier-group.com>

Seite 37

DURAG Holding AG

Kollastraße 105

22453 Hamburg

Tel.: 040 554218-0

E-Mail: info@duragholding.com

<http://www.durag.com>

Seite 158

ENVERUM Ingenieurgesellschaft für

Energie- und Umweltverfahrenstechnik mbH

Hohe Straße 17

01069 Dresden

Tel.: 0351 87329-270

E-Mail: info@enverum.de

<http://www.enverum.de>

Seite 144

Estaro GmbH Edelstahl-Bedarf

An der Helle 23 B
59505 Bad Sassendorf
Tel.: 02927 800800
E-Mail: info@estaro.de
<https://www.estaro.de>

Seite 157

**ete.a Ingenieurgesellschaft für
Energie- und Umweltengineering & Beratung mbH**

Hofgut Kolnhausen 12
35423 Lich
Tel.: 06404 6581-64
E-Mail: info@ete-a.de
<http://www.ete-a.de>

Seite 143

Indaver Gruppe Deutschland

AVG Abfall-Verwertungs-Gesellschaft
Borsigstraße 2
22113 Hamburg
E-Mail: info@indaver.de
Tel.: 040 73351-191
<https://indaver.com/de/locations/germany>

Seite 82

Innovation & Kreislaufwirtschaft Sachsen e. V.

Am St. Niclas Schacht 13
09599 Freiberg
Tel.: 0177 3736364
E-Mail: iks@ik-sachsen.de
<http://www.ik-sachsen.de>

Seite 170

Martin GmbH für Umwelt- und Energietechnik

Leopoldstraße 246
80807 München
Tel.: 089 35617-0
E-Mail: mail@martingmbh.de
<https://www.martingmbh.de/de>

Seite 93

Meeraner Dampfkesselbau GmbH

Seite 132

Zwickauer Straße 94-98
08393 Meerane
Tel.: 03764 53-0
E-Mail: info@mdkb.de
<http://www.mdkb.de>

Mehldau & Steinfath Umwelttechnik GmbH

Seite 118

Alfredstraße 279
45133 Essen
Tel.: 0160 99145524
E-Mail: t.vonderheide@vdh-group.de
<https://www.vdh-group.de>

Power Service Solutions GmbH

Seite 48

Schifferstraße 80
47059 Duisburg
Tel.: 020 38038-0
E-Mail: infobox@power-service.com
<https://www.power-service-solutions.com>

PreZero Pyral GmbH

Seite 106

Carl-Schiffner-Straße 37
09599 Freiberg
Tel.: 03731 30074-11
E-Mail: info@prezero-pyral.com
<https://www.prezero-pyral.com>

Saale Energie GmbH

Seite 16

An der Bober 100
06258 Schkopau
Tel.: 03461 75-2705
E-Mail: info@saale-energie.de
<http://www.saale-energie.de>

SachsenEnergie AG
Friedrich-List-Platz 2
01069 Dresden
Tel.: 0800 6686868
E-Mail: service@sachsenenergie.de
<http://www.sachsenenergie.de>

Seite X

Steinmüller Engineering GmbH
Fabrikstraße 5
51643 Gummersbach
Tel.: 02261 78950-0
E-Mail: info@steinmueller.com
<http://www.steinmueller.com>

Seite 94

taktiker Werbeagentur GmbH
Bautzner Straße 189
01099 Dresden
Tel.: 0351 563943-11
E-Mail: post@die-taktiker.de
<http://www.die-taktiker.de>

Seite 169

TBF + Partner AG
Alsterarkaden 9
20354 Hamburg
Tel.: 040 696324330
E-Mail: tbffh@tbf.ch
<http://www.tbf.ch>

Seite 117

TÜV SÜD Industrie Service GmbH
Westendstraße 199
80686 München
Tel.: 089 5791-5701
E-Mail: hydrogen@tuvsud.com
www.tuvsud.com/h2-leistungen

Seite 62

Wolf Energetik next generation GmbH

Herbert-Baum-Straße 32

13088 Berlin

Tel: 0351 271884-04

E-Mail: kontakt@wolf-energetik.de

<https://www.wolf-energetik.de>

Seite 38

Schlagwortverzeichnis

A

Abgas 84
Abgasrückführung 86
Additive Fertigung 123
Ammoniak (NH₃) 107

B

Biomethan 5
Blasenentstehung in Rohrströmung 148
Brenner 87
Brennstoffumrüstung 49
Brennstoffzellen 161

C

CO₂
Emissionen 2
Infrastruktur 6
Cracken des Ammoniaks
partielles 122
Cracking
thermisches 124

D

Dampferzeuger 49
Dekarbonisierung 92, 160
Digitalisierung 161
Duoblock-Brenner 86

E

Emissionsbewertung 92
Emissionsfaktor 9
Entry-Exit-System 4
Erdgas 1, 84
Erfassungsmethodik 9

F

Fachkräftebedarf 11
Forschungsinfrastrukturen 162

G

Gasbrenner 50
Gasfeuerung 92
Gashochdruckleitungen 2
Gasinfrastruktur 6

Gasstraße 88
Gasturbine 99
Gebläsebrenner 39
Gesetzgeber 92
Green Hydrogen 17
Green Methane 17
Grenzwerte 92
Großdampferzeuger 50

H

H_2
Betriebsbereitschaft 11
Integritätsbewertung 7
Readiness 161
Hochdruckleitungsnetz 2
hydrogen 134

I

Inbetriebsetzung 91

K

Kraft-Wärme-Kopplung 160
Kühlkreislauf 148

L

Lachgas (N_2O) 108

M

Modulationsverhältnis 85
Molch 7
Molchung 7

N

Netzkopplungspunkte 3
 NH_3 -Verbrennung 122
 NO_x -Minderungsmaßnahmen
primäre 122

O

ONTRAS H_2 -Startnetz 6

P

PEM-Elektrolyse 148
Pilot Projects 134

Pipeline Integrity Management Systems 7
Power-to-X 134
Production 17
Prozesswärmeverzweiger 84

R

Rohrkessel 92

S

SCR-Reaktor 99
Stickoxid 84
Stickoxid-Emissionen (NO_x) 108
Strom- oder Wärmegewinnung 2

T

Transformation 92, 160
Transport 17

V

Verbrennung 86
Verbrennungspulsationen 40
Verbrennungsqualität 88
Versorgungssicherheit 92
Verteilnetzbetreiber 3

W

Wasserstoff 6, 39, 49, 83, 160
Wasserstofffeuerung 50
Wasserstoffinfrastruktur 6
Wasserstoff-Integritätsbewertung 6
Wasserstoffflanzen 86
Wasserstofftauglichkeit 8
Wasserstofftransport 8
Wasserstoffversprödung 7

Z

Zellenmodell 148
Zündbrenner 87
Zwei-Gas-Feuerung 84
Zweistoffbrenner 86