



**Gemeinsamer Abschlussbericht des Forschungsvorhabens:
Entwicklung eines innovativen Brennersystems zur Einsparung von fossilem
CO₂ durch die flexible Nutzung von Gasen erneuerbaren Ursprungs und
Prozessgasen der Industrie (Akronym: BrEEga)
Projektlaufzeit: 01.09.2021 – 31.08.2024**

**Förderkennzeichen und Titel des Teilprojektes des GWI:
03EN2070 A**

Numerische und experimentelle Untersuchung des Brennersystems

**Titel des Teilprojektes von Friedrich Ley:
03EN2070 B**

Design, Konstruktion und Fertigung des Brennersystems

Gefördert durch:



Bundesministerium
für Wirtschaft
und Klimaschutz

aufgrund eines Beschlusses
des Deutschen Bundestages

Autoren:

Marcel Biebl, Bledar Islami, Anne Giese, Ömer Sisek, Jörg Leicher

Gas- und Wärme-Institut Essen e. V.

Nicolas Rupietta

Friedrich Ley GmbH

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

Projektpartner

1. Projektpartner (Koordinierende Forschungsstelle)

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

Hafenstraße 101

45356 Essen

Ansprechpartner:

Dr.-Ing. Anne Giese

T: 0201 3618-257

E: anne.giese@gwi-essen.de

2. Projektpartner

Friedrich Ley GmbH

Am Wall 9a

44866 Bochum

Ansprechpartner:

Nicolas Rupietta

T: +49 (0) 2327 - 9658 - 13

E: nicolas.rupietta@fried-ley.de

Inhaltsverzeichnis

| | | |
|-------|---|----|
| 1 | Einleitung, Problemstellung und Ziele | 10 |
| 2 | Ausgangssituation und Hintergründe | 16 |
| 2.1 | Brennertechnik..... | 16 |
| 2.2 | Erneuerbare Gase..... | 18 |
| 2.3 | Prozessgase der Industrie | 21 |
| 3 | Vorgehensweise und erzielte Ergebnisse | 22 |
| 3.1 | Potentialanalyse | 22 |
| 3.1.1 | Energetische Pfadanalyse zur Herstellung | 23 |
| 3.1.2 | Energetische Pfadanalyse zur Speicherung..... | 31 |
| 3.1.3 | Ermittlung der CO ₂ -Einsparungspotenziale..... | 35 |
| 3.1.4 | Bewertung der Analyse und Potenzialermittlung | 41 |
| 3.2 | Verbrennungstechnische Grundlagenuntersuchung | 44 |
| 3.2.1 | Konzeptionierung und Aufbau eines Prüfstandes im Labormaßstab | 45 |
| 3.2.2 | Experimentelle Grundlagenuntersuchung der Verbrennung ausgewählter Gase .. | 46 |
| 3.2.3 | Reaktionskinetische Simulation von Verbrennungsprozessen ausgewählter Gase | 51 |
| 3.3 | Entwicklung eines flexiblen Brennersystems | 52 |
| 3.3.1 | Entwicklung einer variablen Düsengeometrie | 52 |
| 3.3.2 | Untersuchung und Auswahl geeigneter Fertigungsmethoden | 55 |
| 3.3.3 | Materialauswahl und Konstruktion..... | 57 |
| 3.4 | Untersuchung des flexiblen Brennersystems..... | 57 |
| 3.4.1 | Beschreibung der untersuchten Brenngase..... | 59 |
| 3.4.2 | Beschreibung der Versuche am Hochtemperaturversuchssofen..... | 60 |
| 3.4.3 | Untersuchungen zur Verbrennung von Ammoniak- und ammoniakhaltiger Brenngase | 66 |
| 3.5 | Numerische Untersuchungen | 68 |
| 3.5.1 | Definition der Randbedingungen und des Rechengebiets | 70 |
| 3.5.2 | Vergleich der Brennersysteme mit Hilfe der numerischen Strömungssimulation .. | 71 |
| 3.5.3 | Übertragung der erzielten Ergebnisse auf ausgewählte reale Anlagen mittels CFD74 | |
| 3.6 | Analyse, Bewertung und Handlungsempfehlungen..... | 76 |
| 3.6.1 | Analyse der Funktionsweise des Brenners, Materialverhaltens und des Flexibilitätspotenzials | 76 |
| 3.6.2 | Analyse und Bewertung der erzielten Ergebnisse hinsichtlich des Regelbereichs, Schadstoffverhaltens und Leistungsanpassung..... | 77 |
| 3.6.3 | Bewertung des CO ₂ -Einsparpotentials | 80 |
| 3.6.4 | Aufzeigen von Möglichkeiten, Potenzialen und Hemmnissen..... | 81 |
| 3.6.5 | Handlungsempfehlung für die Umsetzung | 82 |
| 3.7 | Zusammenfassung der Ergebnisse zur Brennerentwicklung | 84 |
| 4 | Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit | 85 |
| 5 | Fortschreibung des Verwertungsplans | 86 |

6 Literatur 88

Abbildungsverzeichnis

| | |
|--|----|
| Abbildung 1.1: Bruttostromerzeugung im Jahr 2023 [1]..... | 10 |
| Abbildung 1.2: Prinzipschema; Erzeugung und industrielle Nutzung von Gasen erneuerbaren Ursprungs [Quelle: GWI]..... | 11 |
| Abbildung 1.3: Vergleich der Energiespeichertechnologien [4]..... | 12 |
| Abbildung 1.4: Vergleich der verbrennungstechnischen Eigenschaften [Quelle: GWI] | 13 |
| Abbildung 1.5: Beispielrechnung für eine Brennerleistung von 100 kW und einer Luftzahl von $\lambda = 1$ [Quelle: GWI]..... | 15 |
| Abbildung 2.1: NO _x -Konzentration über dem Lastbereich in Abhängigkeit des Wasserstoffanteils im Brenngas [8] | 16 |
| Abbildung 2.2: Entwickelte Düsenkonzepte mit unterschiedlichen Austrittsflächen und -geometrien [11]..... | 18 |
| Abbildung 2.3: Anteil erneuerbarer Energien an der Stromerzeugung pro Monat in Deutschland [13] | 18 |
| Abbildung 2.4: Haber-Bosch-Verfahren; Ammoniaksynthese [16] | 20 |
| Abbildung 3.1: Vorgehensweise [Quelle: GWI]..... | 22 |
| Abbildung 3.2: Mögliche Herstellungspfade von EE-Gasen [Quelle: GWI]..... | 22 |
| Abbildung 3.3: Wirkungsgradkette der Herstellung von „grünem“ Wasserstoff [Quelle: GWI]..... | 24 |
| Abbildung 3.4: Prozesskette von „grünem“ Ammoniak [Quelle: GWI]..... | 25 |
| Abbildung 3.5: Wirkungsgradkette der Herstellung von „grünem“ Ammoniak [Quelle: GWI] | 26 |
| Abbildung 3.6: Prozesskette der Biomethanherstellung [Quelle: GWI]..... | 26 |
| Abbildung 3.7: exemplarische Wirkungsgradkette der Herstellung von Biomethan [Quelle: GWI] | 28 |
| Abbildung 3.8: Prozesskette von thermochemisches SNG [Quelle: GWI]..... | 28 |
| Abbildung 3.9: Wirkungsgradkette der thermochemischen SNG Herstellung [Quelle: GWI] | 30 |
| Abbildung 3.10: Prozesskette der elektrochemischen SNG-Herstellung [Quelle: GWI]..... | 30 |
| Abbildung 3.11: exemplarische Wirkungsgradkette der elektrochemischen Herstellung von SNG [Quelle: GWI]..... | 31 |
| Abbildung 3.12: exemplarische Wirkungsgradkette der Speicherung von Wasserstoff: (a) Untertagespeicher (b) Druckbehälter [Quelle: GWI] | 32 |
| Abbildung 3.13: exemplarische Wirkungsgradkette der Speicherung von Wasserstoff (a) LH ₂ -Tank (b) LOHC [Quelle: GWI]..... | 33 |
| Abbildung 3.14: exemplarische Wirkungsgradkette der Speicherung von Ammoniak [Quelle: GWI] . | 34 |
| Abbildung 3.15: Wirkungsgradkette der Speicherung von Methan: (a) Untertagespeicher (b) Druckbehälter (c) LNG [Quelle: GWI]..... | 35 |
| Abbildung 3.16: Gesamtwirkungsgrade der Herstellung [Quelle: GWI] | 41 |
| Abbildung 3.17: Strombedarf bei der Herstellung [Quelle: GWI] | 42 |
| Abbildung 3.18: ermitteltes CO ₂ -Einsparungspotenzial und Strombedarf pro Tonne eingespartem CO ₂ [Quelle: GWI]..... | 43 |

| | |
|---|----|
| Abbildung 3.19: CO ₂ -Einsparungspotenzial im Jahr 2030 [Quelle: GWI] | 44 |
| Abbildung 3.20: schematische Darstellung des Prüfstandes mit additiv gefertigtem Laborbrenner [7] | 45 |
| Abbildung 3.21: Aufnahmen von CH ₄ -NH ₃ -Flammen für verschiedene Ammoniakanteile und unterschiedliche Drallzahlen (Q _{th} = 8 kW; Φ = 0,83) [7]..... | 47 |
| Abbildung 3.22: Aufnahmen von H ₂ -NH ₃ -Flammen für verschiedene Ammoniakanteile und unterschiedliche Drallzahlen (Q _{th} = 8 kW; Φ = 0,83) [7]..... | 48 |
| Abbildung 3.23: Aufnahmen von CO-NH ₃ -Flammen für verschiedene Ammoniakanteile und unterschiedliche Drallzahlen (Q _{th} = 8 kW; Φ = 0,83) [7]..... | 49 |
| Abbildung 3.24: resultierende NO _x -Emissionen bei der Verbrennung von unterschiedlichen Binärgemischen bestehend aus Ammoniak, Wasserstoff, Kohlenmonoxid und Methan in Abhängigkeit der Drallzahl und des eingestellten Äquivalenzverhältnisses bei Q _{th} = 8 kW und T _{Ofen,mittel} ≈ 800 °C [7] | 50 |
| Abbildung 3.25: laminare Verbrennung Geschwindigkeiten von H ₂ , CH ₄ , CO und NH ₃ in Abhängigkeit vom Äquivalenzverhältnis φ [7] | 51 |
| Abbildung 3.26: Selbstzündungsverzögerungszeiten von H ₂ , CH ₄ , CO und NH ₃ in Abhängigkeit vom Äquivalenzverhältnis φ [7]..... | 52 |
| Abbildung 3.27: schematisches Prinzip der Brenngas- und Luftaustrittsflächen (Quelle: GWI)..... | 53 |
| Abbildung 3.28: Vergleich der resultierenden Austrittsgeschwindigkeiten und Impulsstromverhältnisse bei Verwendung verschiedener Brenngase (Quelle: GWI) | 54 |
| Abbildung 3.29: Datensatz zur Ermittlung gleicher Impulsstromverhältnisse für sechs verschiedene Brenngase (Quelle: GWI) | 55 |
| Abbildung 3.30: Brennerkonstruktion; Blick auf die Anschlussleitungen (Quelle: Friedrich Ley GmbH) | 56 |
| Abbildung 3.31: Schema der Hochtemperaturversuchsanlage „Nassheuer Ofen“ und der Anlagenperipherie (Quelle: GWI) | 58 |
| Abbildung 3.32: teilvorgemischter Brenner mit Flammrohr aus SIC für die Verbrennung von Erdgas (Quelle: Honeywell) | 58 |
| Abbildung 3.33: Vergleich der Brenngaszusammensetzung ausgewählter Gase (Quelle: GWI) | 59 |
| Abbildung 3.34: Brenngascharakterisierung ausgewählter Gase (Quelle: GWI) | 60 |
| Abbildung 3.35: Aufnahmen des Ofenraums; resultierende Flammen bei der Verbrennung diverser Brenngase mittels Referenzbrennersystems (BIC) (Quelle: GWI) | 61 |
| Abbildung 3.36: NO _x -Emissionsverlauf bei unterschiedlichen Brenngasen und Luftzahlen, in Abhängigkeit der verwendeten Brennersystems (Q _{th} = 180 kW, T _{Ofen,mittel} ≈ 850 °C) (Quelle: GWI) | 62 |
| Abbildung 3.37: Darstellung der 2D-Feldmessung; links: Aufnahme der Messöffnungen am Nassheuer Ofen, rechts unten: Messraster der Absaugpyrometersonde, rechts oben: Aufnahme des Ofenraums während einer Feldmessung (Quelle: GWI)..... | 63 |
| Abbildung 3.38: CO- und CO ₂ -Konzentrationsverteilung im Ofenraum in Abhängigkeit zweier verschiedener Brennersysteme mit Erdgas H (Q _{th} = 180 kW, λ ≈ 1,15) (Quelle: GWI) | 63 |
| Abbildung 3.39: O ₂ -Konzentrationsverteilung im Ofenraum in Abhängigkeit zweier verschiedener Brennersysteme und unterschiedlicher Brenngase (Q _{th} = 180 kW, λ ≈ 1,15) (Quelle: GWI) | 64 |

| | |
|--|----|
| Abbildung 3.40: Temperaturverteilung im Ofenraum in Abhängigkeit zweier verschiedener Brennersysteme und unterschiedlicher Brenngase ($Q_{th} = 180 \text{ kW}$, $\lambda \approx 1,15$) (Quelle: GWI)..... | 65 |
| Abbildung 3.41: NO_x -Konzentrationsverteilung im Ofenraum in Abhängigkeit zweier verschiedener Brennersysteme und unterschiedlicher Brenngase ($Q_{th} = 180 \text{ kW}$, $\lambda \approx 1,15$) (Quelle: GWI) | 66 |
| Abbildung 3.42: resultierende Flammenbilder bei der Verbrennung von Wasserstoff mit zunehmend Ammoniakanteil im Brenngasgemisch [69] | 67 |
| Abbildung 3.43 Simulierte Geometrie für die CFD-Analysen..... | 70 |
| Abbildung 3.44: Simulierte Temperaturverteilungen für die verschiedenen Brenngase mit BIC-Brenner..... | 72 |
| Abbildung 3.45: Simulierte Temperaturverteilungen für verschiedene Brenngase mit BrEEga-Brenner | 72 |
| Abbildung 3.46: Simulierte O_2 -Konzentrationen (trocken) für verschiedene Brenngase mit Brenner 1 (BIC)..... | 73 |
| Abbildung 3.47: Simulierte O_2 -Konzentrationen (trocken) für verschiedene Brenngase in Brenner 2 (BrEEga) | 73 |
| Abbildung 3.48: 3D-Modell der ausgewählten Produktionsanlage des assoziierten Partners [Quelle: GWI] | 74 |
| Abbildung 3.49: Vergleich der simulierten Geschwindigkeitsverteilungen für zwei Brenngase und Lastbereiche im Dampferzeuger mit dem hochskalierten Brenner (Quelle: GWI) | 74 |
| Abbildung 3.50: Vergleich der simulierten Temperaturverteilungen für zwei Brenngase und Lastbereiche im Dampferzeuger mit dem hochskalierten Brenner (Quelle: GWI) | 75 |
| Abbildung 3.51: Vergleich der simulierten Temperaturverteilungen für zwei Brenngase und Lastbereiche im Dampferzeuger mit dem hochskalierten Brenner (Quelle: GWI) | 75 |
| Abbildung 3.52: Ergebnisse der Untersuchung des BrEEga-Brenners bei der Nutzung verschiedener Brenngase ($Q_{th} = 180 \text{ kW}$, $T_{Ofen,mittel} \approx 850 \text{ °C}$); oben: NO_x -Konzentration in mg/m^3 bez. auf 3 Vol.-% O_2 im tr. Abgas, unten: NO_x -Emission in mg/kWh (Quelle: GWI) | 78 |
| Abbildung 3.53: Vergleich der lastbedingten NO_x -Emissionen des BIC- und des BrEEga-Brenners; oben: Erdgas H, unten: Wasserstoff (Quelle: GWI)..... | 79 |
| Abbildung 4.1: Arbeitsplan zum Forschungsvorhaben | 85 |

Tabellenverzeichnis

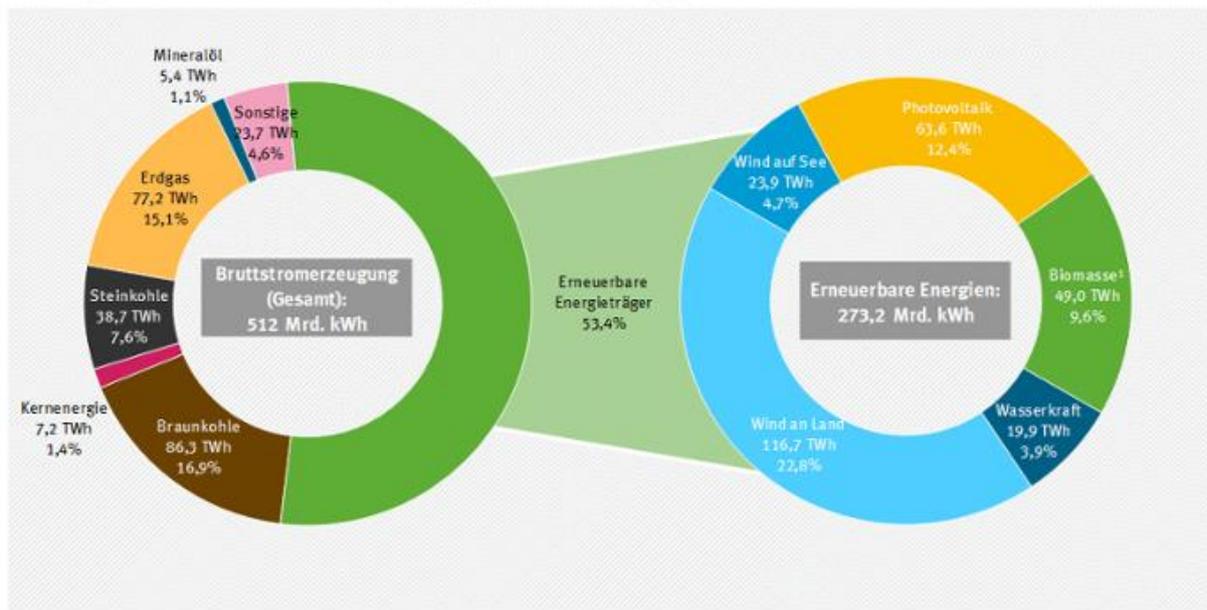
| | |
|--|----|
| Tabelle 3.1: Vergleich der Elektrolyseverfahren [17], [18], [19]..... | 24 |
| Tabelle 3.2: Energiebedarf bei der Vergärungsphase [20] | 27 |
| Tabelle 3.3: Energiebedarf bei der Biogasaufbereitung [21] | 27 |
| Tabelle 3.4: Annahmen für Wasserstoffherstellung und -speicherung..... | 37 |
| Tabelle 3.5: Annahmen für die Herstellung und Speicherung von Ammoniak..... | 37 |
| Tabelle 3.6: Annahmen für die Biomethanherstellung und -speicherung..... | 38 |
| Tabelle 3.7: Annahmen für die thermochemische SNG-Herstellung und Speicherung..... | 39 |
| Tabelle 3.8: Annahmen für die elektrochemische SNG-Herstellung und Speicherung | 40 |

1 Einleitung, Problemstellung und Ziele

Zur Erreichung der Klimaziele der Bundesrepublik Deutschland und der Europäischen Union muss der Einsatz von fossilen Brennstoffen und somit die Emissionen von Treibhausgasen wie Kohlendioxid (CO₂) in den Sektoren Industrie, Haushalte, Gewerbe, Handel, Dienstleistungen und Verkehr deutlich gesenkt werden. Durch die verabschiedete nationale Wasserstoffstrategie wird vor Allem dem Energieträger Wasserstoff (H₂) in diesem Kontext eine übergeordnete Rolle in der zukünftigen Energielandschaft zugesprochen. In diesem Zusammenhang steigt die Notwendigkeit die anthropogenen CO₂-Emissionen in Thermoprozessanlagen der verschiedenen Industriebranchen wie z. B. Glas, Keramik, Eisen und NE-Metall, durch den Einsatz von erneuerbaren Gasen zu reduzieren. Im Zuge der Energiewende hat in den letzten Jahren die Bruttostromerzeugung aus erneuerbaren Energien (EE) in Deutschland stetig zugenommen. Im Jahr 2023 wurden 273,2 Mrd. kWh aus erneuerbaren Energien erzeugt, dies sind ca. 53,3 % der gesamten Bruttostromproduktion [1], siehe **Abbildung 1.1**.

Bruttostromerzeugung im Jahr 2023

Strommenge in Milliarden Kilowattstunden [Mrd. kWh] / Anteile in Prozent [%]



1 Milliarde Kilowattstunden [Mrd. kWh] ≙ 1 Terawattstunden [TWh]

¹ gasförmige, flüssige und feste Biomasse inkl. biogenem Abfall

Quelle: AG Energiebilanzen, Stand: 09/2024

Abbildung 1.1: Bruttostromerzeugung im Jahr 2023 [1]

Charakteristisch für EE ist insbesondere die fluktuierende Erzeugungsintensität von Windkraft- und Photovoltaikanlagen (Anteil: 180 Mrd. kWh), aufgrund von veränderlichen Wetterverhältnissen. Daraus ergeben sich sogenannte Peak-Zeiten, in denen besonders günstige Wetterbedingungen herrschen und das EE-Stromangebot deutlich über dem tatsächlich vorhandenen Strombedarf liegt. Als Folge dessen müssen die EE-Anlagen entweder in Teillast betrieben oder komplett ausgeschaltet werden. Im Jahr 2017 lag die Ausfallzeit von EE-Anlagen

beispielsweise bei etwa 5,5 TWh, davon ca. 5,3 TWh allein schon durch die Ausfallzeit von Windkraftanlagen. Letztere verursachte einen Verlust bzw. eine Entschädigung von ungefähr 561 Millionen Euro. Um Ausfallzeiten und die damit verbundenen Kosten zu vermeiden und die EE-Stromerzeugungskapazitäten optimal verwerten zu können, müssen neue Flexibilisierungsoptionen entwickelt werden. Neben dem Stromnetzausbau und der Entwicklung von Power-to-X-Anwendungen gewinnen in diesem Zusammenhang Technologien an Bedeutung, die es ermöglichen, Überkapazitäten direkt oder indirekt in industriellen Prozessen zu nutzen. Die Industrie stellt den zweitgrößten Verbraucher der Endenergie in Deutschland dar. Im Jahr 2023 wurden insgesamt 650 TWh an Endenergie durch Prozesse des verarbeiteten Gewerbes verbraucht, was einem Anteil von 28,6 % am Gesamtendenergieverbrauch in Deutschland entsprach [2]. Daher gilt es im Zuge des Klimawandels und der damit verbundenen Notwendigkeit der Energieeinsparung verschiedene Potentiale zur Reduktion der fossilen Brennstoffnutzung und damit der Einsparung von CO₂-Emissionen (Dekarbonisierung) im industriellen Sektor zu untersuchen [3].

Das übergeordnete Ziel dieses Projektes war die Entwicklung eines innovativen Brennersystems zur direkten Energieeinsparung und damit verbunden der Reduzierung von fossilem CO₂ durch die Nutzung von Gasen erneuerbaren Ursprungs sowie vorhandenen Prozessgasen in der Industrie sowie einem auf die jeweiligen Randbedingungen und Anlagen anpassbarem, flexiblen Brennersystem (siehe **Abbildung 1.2**).

Die Gase erneuerbaren Ursprungs sollen in Zukunft im Idealfall gezielt vor Ort an den jeweiligen Anlagen verwendet werden können. Eine weitere Option besteht darin, fossiles Erdgas im Erdgasnetz sukzessive durch erneuerbare Gase wie Wasserstoff, Biogas oder synthetisches Methan zu substituieren. Beides führt unweigerlich zu einem steigenden Bedarf an flexiblen Feuerungsanlagen, die zeitunabhängig Gase mit unterschiedlicher chemischer Zusammensetzung sicher und schadstoffarm verbrennen können. Folglich können Brenner nicht wie bisher auf ein bestimmtes Gas für einen längeren Zeitraum eingestellt werden, sondern müssen flexibel (auch geometrisch) regelbar sein.

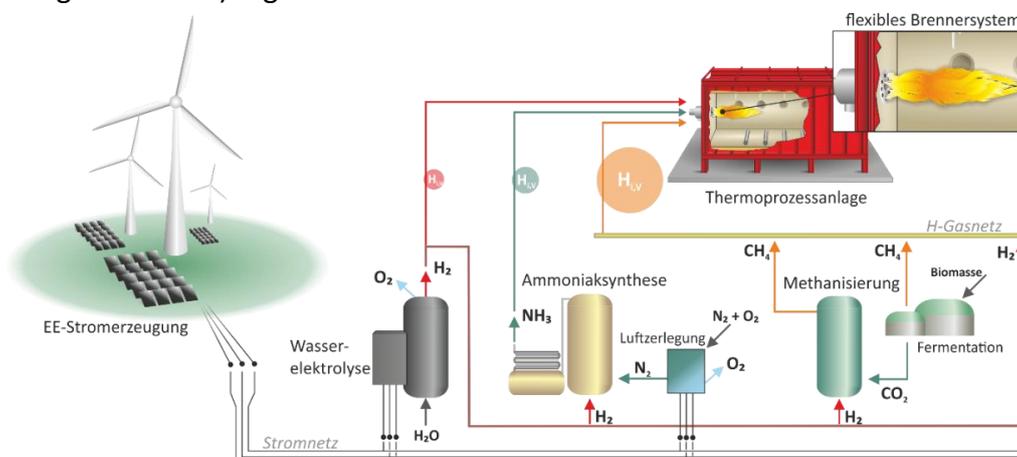


Abbildung 1.2: Prinzipschema; Erzeugung und industrielle Nutzung von Gasen erneuerbaren Ursprungs
[Quelle: GWI]

Die **Abbildung 1.2** zeigt schematisch die möglichen Pfade zur Erzeugung, Speicherung und Nutzung von Gasen erneuerbaren Ursprungs. Erneuerbar erzeugte elektrische Energie wird in diesem Fall zwecks Energiespeicherung und zur Herstellung von treibhausgasneutralen Brenngasen als Alternative zu fossilen Brenngasen genutzt. Ein Großteil der Stromnutzung fällt hierbei auf die Gewinnung von Wasserstoff, der wiederum direkt als Brenngas, als Zusatzgas im Erdgasnetz oder als Eduktgas für die Herstellung von Ammoniak und synthetischem Methan verwendet werden kann.

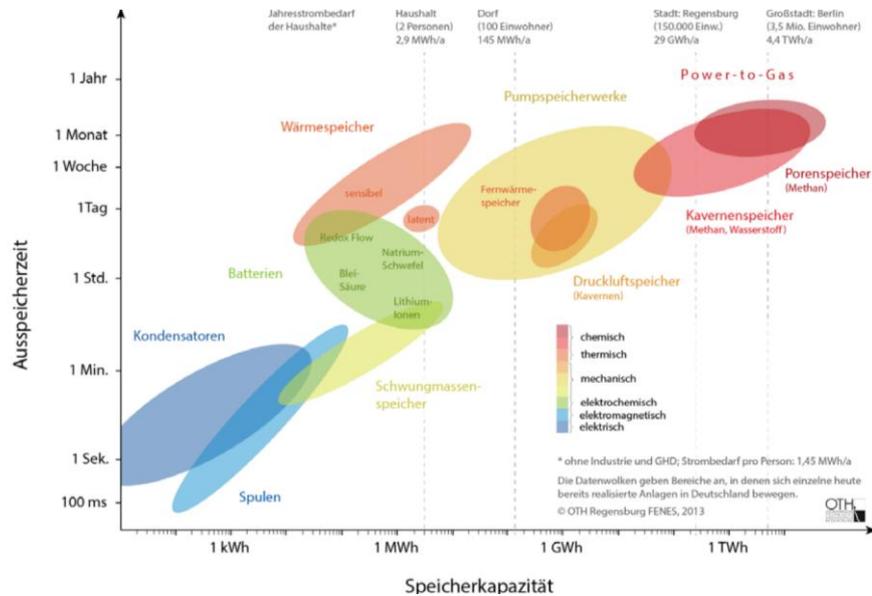


Abbildung 1.3: Vergleich der Energiespeichertechnologien [4]

Bei der Ammoniakherstellung ist zudem bei der vorgeschalteten Luftzerlegungsanlage eine zusätzliche Einsatzmöglichkeit von elektrischer Energie erneuerbaren Ursprungs zu sehen. Neben der direkten Nutzung von erneuerbarer Energie in Thermoprozessanlagen spielt die Speicherung großer Energiemengen über einen langen Zeitraum eine zukünftig zunehmende Rolle in der Energiewirtschaft. Die **Abbildung 1.3** zeigt, dass chemische Energiespeicher prädestiniert sind, große Energiemengen über einen langen Zeitraum zu speichern und den bisherigen Speichertechnologien in diesen Punkten deutlich überlegen sind. Ein weiterer Vorteil: Neben der Verstromung der gespeicherten chemischen Energie ist zudem eine direkte Umwandlung in Prozesswärme möglich. Das zuvor beschriebene Konzept ermöglicht unter der Voraussetzung der entsprechenden Kapazitäten eine komplette Defossilisierung einer Vielzahl von gasbefeuelten Thermoprozessanlagen. Neben der Erzeugung und Speicherung der genannten Gase stellt die Nutzung dieser Gase in einer Thermoprozessanlage eine weitere technologische Hürde dar. Derartige flexibel arbeitende Brennersysteme sind bisher am Markt nicht vorhanden und aus verbrennungstechnischer Sicht nicht trivial. Das Ziel dieses Projektes bestand dem zu Folge darin, ein Brennersystem zu entwickeln, das mit verschiedenen, zeitlich variabel vorkommenden Brenngasen sicher und schadstoffarm betrieben werden kann. Dieses Brennersystem soll es ermöglichen, verschiedene Gase in Thermoprozessanlagen einzusetzen und gleichzeitig auf Leistungsänderungen aktiv zu reagieren, ohne den Betriebsverlauf durch einen

Brenner- oder Düsenwechsel zu verzögern oder zu stören. Ferner sollte im genannten Vorhaben eine Regelungsstrategie entwickelt werden, die, in Abhängigkeit des am Brenner ankommenden Gases, die optimalen geometrischen Randbedingungen für die jeweiligen Brenngaseigenschaften herstellt.

Der innovative Kern des Projektes liegt einerseits in der zeitlich flexiblen Verwendung verschiedener Brenngase erneuerbaren Ursprungs sowie von Prozessgasen zur Herstellung von Prozesswärme in industriellen Feuerungsprozessen. Neben Wasserstoff, Ammoniak, Rohbiogas soll auch erneuerbar erzeugtes und im Gasnetz gespeichertes Methan sowie ausgewählte Prozessgase der Industrie genutzt werden. Hinsichtlich der zukünftig steigenden Wasserstoffanteile im Erdgasnetz sollen zudem Mischungen aus Erdgas und Wasserstoff mit Hilfe des zu entwickelnden Brennersystems schadstoffarm verbrannt werden.

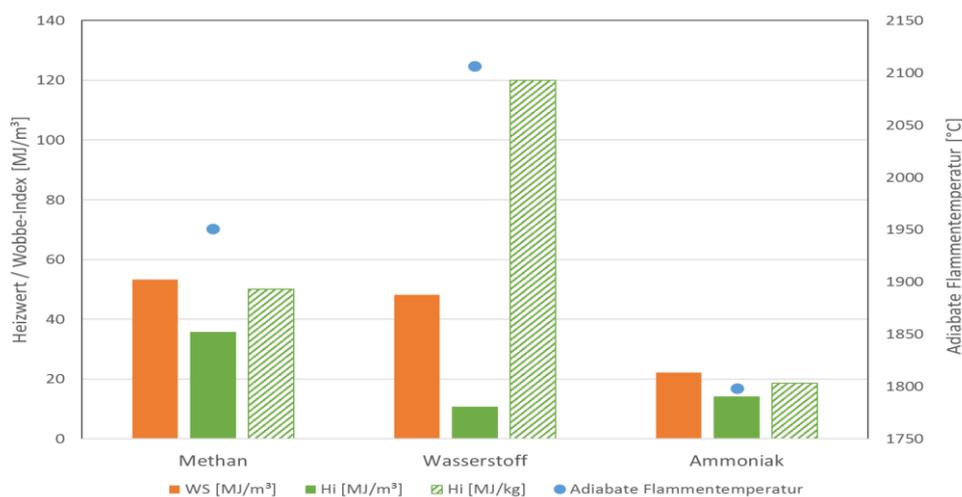


Abbildung 1.4: Vergleich der verbrennungstechnischen Eigenschaften [Quelle: GWI]

Als zweiter innovativer Aspekt steht die Entwicklung eines flexiblen Brennersystems im Fokus. Im laufenden Betrieb sollen die Gas- und Luftdüsendurchmesser variabel anpassbar sein und dadurch für jeden Volumenstrom eine optimale Austrittsfläche generieren. Durch diese geometrische Anpassung wird ein konstantes Austrittsimpulsstromverhältnis der Medien am Düsenaustritt (unabhängig von der Brennerleistung und Gasart) erzielt. Die resultierenden gleichbleibenden Impulsverhältnisse gewährleisten eine ähnliche Mischung und damit eine strömungstechnisch-optimierte Verbrennung im Brennraum. Durch die variablen Düsendurchmesser wird es möglich, sowohl schwach- und hochkalorische Gase sowie Mischungen in einem Brennersystem nutzbar zu machen. Das zu entwickelnde Brennersystem ist bedingt durch die verbrennungstechnische Diversität der Gase (z. B. voneinander deutlich abweichende Heizwerte, siehe **Abbildung 1.4**) als Schlüsseltechnologie anzusehen. Durch den Wandel der derzeitigen Energielandschaft ist in Zukunft eine zunehmende Anlagenflexibilität hinsichtlich der einzusetzenden Energien unvermeidlich. Die Verbrennung von verschiedenen Gasen mit stark voneinander abweichenden chemischen Zusammensetzungen mit einem Brennersystem ist hinsichtlich des Verbrennungs-, Stabilitäts- und Emissionsverhaltens als äußerst komplex zu betrachten.

In **Abbildung 1.4** sind der Heizwert, der Wobbe-Index und die adiabate Flammentemperatur verschiedener Brenngase grafisch dargestellt. Es ist zu erkennen, dass der volumetrische Heizwert von Ammoniak und Wasserstoff deutlich unter dem Heizwert von Methan liegt. Um eine definierte und konstante Brennerleistung zu erhalten, muss der geringere Heizwert von Ammoniak und Wasserstoff durch einen erhöhten Brenngasvolumenstrom kompensiert werden. Die Gleichungen (1.1) und (1.2) veranschaulichen diesen Sachverhalt [5].

$$\dot{Q} = H_{i,H_2} * \dot{V}_{H_2} = 10,79 \frac{MJ}{m^3} * 9,26 \frac{m^3}{h} = 100 kW \quad (1.1)$$

$$\dot{Q} = H_{i,H_2} * \dot{V}_{CH_4} = 35,98 \frac{MJ}{m^3} * 2,78 \frac{m^3}{h} = 100 kW \quad (1.2)$$

Ein erhöhter Brenngasvolumenstrom aufgrund geringerer Brenngasheizwerte hat, neben der Dichte des Gases, einen erheblichen Einfluss auf die Strömungseigenschaften und somit auf die Mischung von Brenngas und Oxidator. Des Weiteren ist dem Diagramm der **Abbildung 1.4** zu entnehmen, dass die adiabate Flammentemperatur (für $\lambda = 1$) von Wasserstoff gegenüber Methan (und Ammoniak) signifikant höher ist. Dies hat unter anderem Auswirkungen auf die thermische Stickoxidbildung (dominanter Bildungsmechanismus bei der Verbrennung von Methan und Wasserstoff mit Luft) im Rauchgas [6]. Mit zunehmender adiabater Flammentemperatur ist bei gleichen Randbedingungen mit höheren Stickoxidemission zu rechnen. An dieser Stelle sei darauf hingewiesen, dass die Betrachtung der NO_x-Emissionen bei der Verbrennung von NH₃ komplex und aus anwendungsorientierter Sicht zurzeit noch keine industrielle Anwendung findet. Die NO_x-Bildung bei der Verbrennung von NH₃ mit Luft als Oxidator folgt einem zusätzlichen Bildungsmechanismus (Brennstoff-NO) und stellt für das zu entwickelnde Brennersystem eine zusätzliche Herausforderung dar [7]. Darüber hinaus wird der Wobbe-Index oftmals zur Charakterisierung der Qualität von Brenngasen genutzt und soll veranschaulichen, wie „austauschbar“ verschiedene Brenngase miteinander sind. Gleichung 1.3 beschreibt diesen Zusammenhang [5].

$$W_i = \frac{H_i}{\sqrt{\rho/\rho_0}} \quad (1.3)$$

Bei der Betrachtung des Wobbe-Index fällt auf, dass dieser für Ammoniak deutlich unter den Werten für Methan und Wasserstoff liegt. Durch Kenntnis des entsprechenden Heizwertes kann über den Wobbe-Index Rückschluss auf die Dichte eines Brennstoffes gezogen werden. Folglich ist dem Diagramm (**Abbildung 1.4**) zu entnehmen, dass die Dichte von Wasserstoff deutlich unter den Dichten von Methan und Ammoniak liegt. Neben den veränderten Brenngaskennzahlen spielt auch der veränderte Luftbedarf eine wichtige Rolle für verbrennungstechnische Anwendungen. In **Abbildung 1.5** sind der Luftbedarf, die absoluten Luft- sowie die

Gasmengen bezogen auf eine Brennerleistung von 100 kW grafisch dargestellt. Wie dem Diagramm zu entnehmen ist, liegt der Luftbedarf von Ammoniak und Wasserstoff deutlich unter dem von Methan. Bei der Betrachtung der absoluten Luftmengen für eine Prozessfeuerung mit einer Brennerleistung von 100 kW ist deutlich erkennbar, dass für eine Wasserstofffeuerung ca. 17 % weniger Luft als bei der Verbrennung von Methan benötigt wird. Zur Herstellung vergleichbarer Verbrennungsbedingungen ist das Impulsstromverhältnis von Brennstoff und Verbrennungsluft maßgeblich. Wird ein für Methan ausgelegter Brenner zur Verbrennung von Wasserstoff verwendet, sinkt bei gleicher Leistung der Luftimpulsstrom um 31 % und der Brenngasimpulsstrom steigt um 27 % verglichen zur Methanverbrennung. Resultierend daraus ergibt sich ein Impulsstromverhältnis bei der Wasserstoffverbrennung, welches 84 % unter dem einer Methanverbrennung liegt. Dies unterstreicht die Notwendigkeit einer geometrischen Anpassung sowohl der Brenngas- als auch der Luftdüsen.

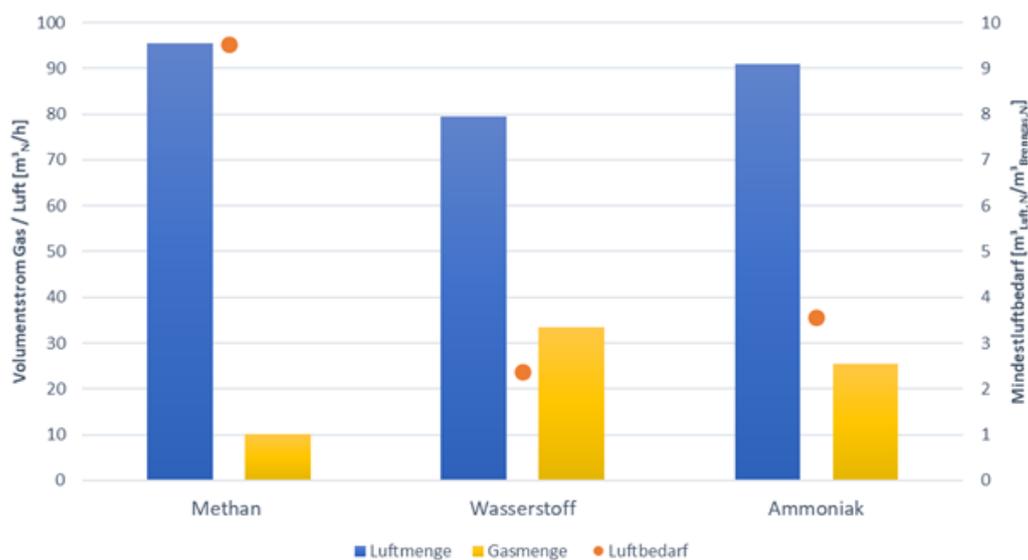


Abbildung 1.5: Beispielrechnung für eine Brennerleistung von 100 kW und einer Luftzahl von $\lambda = 1$ [Quelle: GWI]

Der Fokus der Arbeiten lag somit zum einen auf der technischen Umsetzung der geometrischen Anpassbarkeit der Mediendüsen, sowie auf dem Verbrennungs- und Schadstoffverhalten des zu entwickelten Brennersystems. Ferner wurde im Rahmen des Projektes das CO₂-Einsparpotential sowie das Schadstoffverhalten (z. B. NO_x) von EE- sowie von Prozessgasen hinsichtlich der Nutzung in Thermoprozessanlagen analysiert.

2 Ausgangssituation und Hintergründe

2.1.1 Brennertechnik

Der derzeitige Stand der Feuerungstechnik bietet für die Verbrennung eines einzelnen Brenngases, z. B. Erdgas, gut aufeinander abgestimmte Brenner-/Brennraumkonfigurationen an, die hinsichtlich Schadstoffemissionen, Wärmeübertragung und stabilem Flammenbetrieb zufriedenstellende Ergebnisse liefern.

Als nachteilig stellen sich jedoch viele Brennersysteme im Teil- und Schwachlastbereich dar. Im Verlauf der Leistungsvariation des Brenners mit konstanten Düsendurchmessern entstehen massive Druckdifferenzen an den Gasdüsen, die sich direkt auf die Austrittsimpulse und somit auf die Strömung auswirken. Durch die sich ändernden Impulsverhältnisse entstehen gravierende Änderungen der Mischungsprozesse in der Reaktionszone des Brennraums und somit des Verbrennungsprozesses. Dadurch können instabile Verbrennungszustände entstehen, sodass höhere CO-, NO_x- oder C_xH_y-Emissionen (siehe **Abbildung 2.1**) auftreten, die die Einhaltung der gesetzlichen Grenzwerte gefährden. Des Weiteren sind durch die resultierende Änderung der Flammenlänge und -geometrie Abweichungen in den Messsignalen der Flammenüberwachung zu erwarten. Bei einem unzureichenden Messsignal kann dies zur Abschaltung einzelner Brenner führen und somit die Betriebssicherheit und die Produktqualität gefährden.

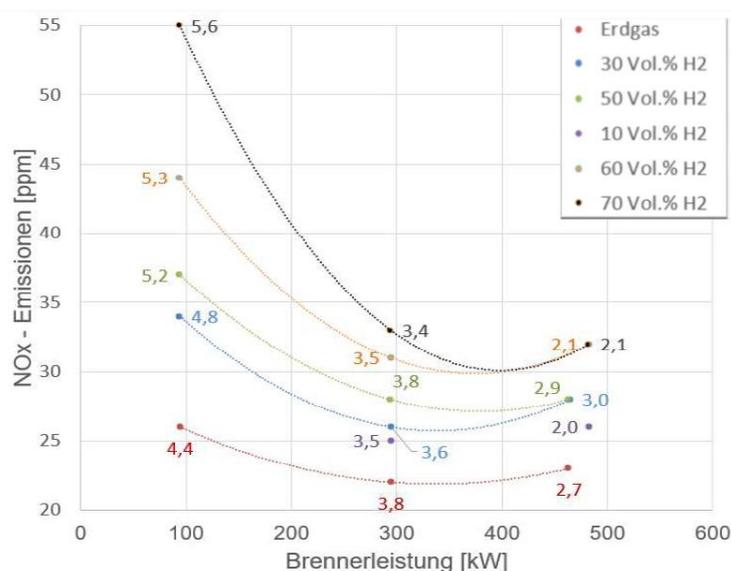


Abbildung 2.1: NO_x-Konzentration über dem Lastbereich in Abhängigkeit des Wasserstoffanteils im Brenngas [8]

Im üblichen Regelbereich 1 : 10 wird ein Brenner an den physikalischen und strömungstechnischen Grenzen seiner definierten Düsengeometrie betrieben, dies hat nachweislich einen erheblichen Einfluss auf die nachfolgend ablaufenden Verbrennungsprozesse.

Des Weiteren ist je nach Thermoprozessanlage auch die Flammenform und -länge von großer Relevanz für die zu erreichende Produktqualität. Flammenform und -länge sind abhängig von

konstruktiven Gegebenheiten des Brenners, aber auch von den chemisch-physikalischen Brenngaseigenschaften. So sind mit der Gasdichte und den Gaszusammensetzungen nur zwei spezifische Eigenschaften zu nennen, die nachweislich einen erheblichen Einfluss auf die Flammenform und -länge haben [9]. Bedeutung gewinnt diese Thematik vor allem, wenn sich hohe Anteile von Wasserstoff im Brenngas befinden oder reiner Wasserstoff verwendet wird. Neben der geringen Dichte verfügt Wasserstoff auch über spezifische Verbrennungseigenschaften, wie über eine sehr geringe Zündverzugszeit, ein hohes Maß an Reaktivität und einen weiten Zündbereich. Diese Eigenschaften sind im Vorfeld bei der Brennerauslegung zu berücksichtigen. Die **Abbildung 2.1** verdeutlicht den Einfluss von Wasserstoff in einem für Erdgas H ausgelegten Verbrennungsprozess. Zusammenfassend wird deutlich, dass die aktuell am Markt verfügbaren Brennertechniken einerseits in ihrem Modulationsbereich (1 : 10) deutlich beschränkt sind und zudem nicht flexibel auf variierende Gaszusammensetzungen oder Brennstoffwechsel reagieren können. Mehrstoffbrenner, die zurzeit angeboten werden, finden in bestimmten Industriezweigen (Lufterhitzer, Trocknungsanlagen) ihre Verwendung, jedoch können Thermoprozessanlagen, die beispielsweise eine definierte Flammgeometrie voraussetzen, nicht bedient werden. Ferner sind auch nur bestimmte Kombinationen aus Gasen derzeit technisch realisiert worden. Die Flexibilität einer Mehrfachgasnutzung fehlt gänzlich. Detaillierte Informationen zum aktuellen Stand der Brennertechnik sind in [10] enthalten. In einem erfolgreich abgeschlossenen ZIM-Forschungsvorhaben [11] beschäftigten sich die Forschungspartner gemeinsam mit der Entwicklung einer Brennerdüse mit variierbarer Geometrie. Im Rahmen der gemeinsamen Forschungs- und Entwicklungsarbeiten konnten zwei unterschiedliche Düsentypen (rund und rechteckig) hergestellt und untersucht werden. Im Rahmen der Untersuchungen wurde festgestellt, dass beide Düsensysteme stabil und sicher mit Erdgas, Rohbiogas und Koksofengas betrieben werden können. In einem Leistungsbereich von 200 kW bis 800 kW wurde beim Betrieb mit den genannten Gasen keine CO-Konzentration über 15 mg/m³ festgestellt. Die ermittelten Stickoxidemissionen lagen bei Ofenraumtemperaturen bis ca. 1.100 °C unter 170 mg/m³ bezogen auf 3 Vol.-% Restsauerstoff im trockenen Abgas [11]. An dieser Stelle sei erwähnt, dass es sich hierbei ausschließlich um einen Rohr-in-Rohr-Brenner handelte und keine konstruktiven Maßnahmen zur NO_x-Reduktion enthalten waren. Der Fokus des Projektes lag in der Entwicklung einer variablen Brenngasdüse. Zur Überprüfung der Einsatzfähigkeit in einem Verbrennungsprozess wurde ein simples Brennersystem mit einer zentralen variablen Gasdüse und einer geometrisch unveränderbaren Luftführung hergestellt. Diesbezüglich sei an dieser Stelle zudem erwähnt, dass sich die Anpassung der Düsenaustrittsfläche bei beiden Düsensystemen im Betrieb einwandfrei durchführen ließ. Beide Düsenkonzepte wiesen nach den experimentellen Untersuchungen weder thermisch noch mechanisch verursachte Beschädigungen auf und geben damit eine erste Referenz bezüglich einer Tauglichkeit für die industrielle Praxis. Die **Abbildung 2.2** zeigt fotografische Aufnahmen der Düsen mit Blick in Strömungsrichtung. Wie zu erkennen ist, unterscheiden sich die Düsenkonzepte in ihrer geometrischen Form.

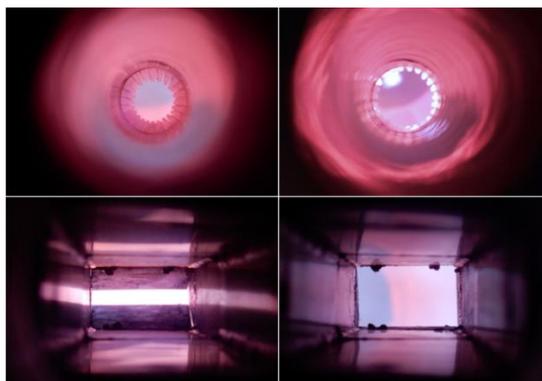


Abbildung 2.2: Entwickelte Düsenkonzepte mit unterschiedlichen Austrittsflächen und -geometrien [11]

Eine weitere positive Erkenntnis konnte in Rahmen der Untersuchung des Regelbereichs gewonnen werden. Hierbei stach das untere Düsenkonzept, bedingt durch den hohen Einstellbereich, besonders hervor. Im Rahmen der experimentellen Untersuchungen konnte ein Leistungsbereich von 50 - 1.000 kW nachgewiesen werden [11]. Dies entspricht einem Regelbereich von 1 : 20 und übertraf das im Forschungsvorhaben forcierte Ziel. Der aktuelle Stand der Technik bzgl. Regelbereich liegt bei 1 : 8 bzw. 1 : 10 [12].

2.1.2 Erneuerbare Gase

Eine vielversprechende Möglichkeit der Dekarbonisierung stellt die Herstellung und Nutzung von speicherfähigen erneuerbaren Gasen, wie z. B. Wasserstoff, dar. Damit ist die direkte Verwendung von Strom zur Herstellung von speicherfähigen chemischen Produkten gemeint. Die Nutzung von elektrischer Energie ist in diesem Kontext jedoch nur ein geeignetes Mittel zur Dekarbonisierung, wenn diese aus erneuerbaren / klimaneutralen Energiequellen stammt.

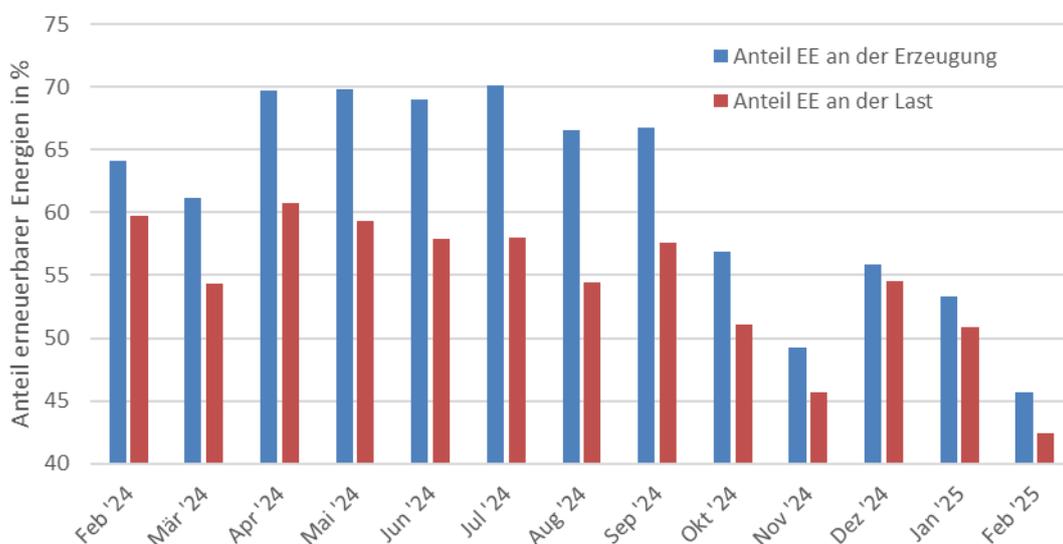


Abbildung 2.3: Anteil erneuerbarer Energien an der Stromerzeugung pro Monat in Deutschland [13]

Die **Abbildung 2.3** zeigt den Anteil der erneuerbaren Stromerzeugung in Deutschland innerhalb eines Jahres (Februar 2024 bis Februar 2025). Charakteristisch für erneuerbare Energieerzeugung ist, wie zu erkennen, die fluktuierende Erzeugungintensität von Windkraft- und

Photovoltaikanlagen, aufgrund von veränderlichen Wetterverhältnissen. Wie in der **Abbildung 2.3** zu erkennen ist, konnten in dem Jahr 2024 zwar sehr hohe Einspeiseraten (70 %) erzielt werden, jedoch zeigten sich zudem erhebliche Fluktuationen der Einspeiseleistung innerhalb kurzer Zeiträume. So zeigt sich in der **Abbildung 2.3** beispielsweise im Jahr 2024 eine Differenz von ca. 30 % in der Erzeugung.

Die Speicherung großer Energiemengen stellt eines der Schlüsselthemen der Energiewende dar und ist technologisch als durchaus komplex zu bewerten. Eine direkte Speicherung der erzeugten elektrischen Energie in Akkumulatoren ist aufgrund der Menge an zu speichernder Energie nur in einem kleinen Maßstab möglich. Gegenwärtig gilt die Umwandlung von elektrischer Energie in speicherfähige chemische Energie als weitaus zielführender. Industrieanlagen sind aufgrund ihres hohen, meist kontinuierlich benötigten Energieverbrauchs prädestiniert große Energiemengen als Prozesswärme zu nutzen. Eine direkte Nutzung des „überschüssigen EE-Strom“ erscheint naheliegend, aus technischer Sicht ist allerdings eine planbare und kontinuierliche der Energiebereitstellung notwendig. Die Speicherung und bedarfsorientierte Umwandlung von chemisch gebundener in thermische Energie sollte sowohl das Peak-Shaving als auch eine konstante Erzeugung von Prozesswärme ermöglichen. Als Schlüsselkomponenten sind in diesem Zuge die zu speichernden gasförmigen und flüssigen Medien anzusehen.

Wasserstoff:

Grüner Wasserstoff wird mittels Wasserelektrolyse erzeugt. Bei diesem Verfahren wird Wasser (H_2O) unter Einsatz von grüner elektrischer Energie in Wasserstoff (H_2) und Sauerstoff (O_2) gespalten. Wasserstoff ist sowohl gasförmig als auch flüssig speicherfähig. Neben der stoffreien Speicherung kann bereit zum jetzigen Zeitpunkt Wasserstoff im Erdgasnetz gespeichert werden. Zurzeit ist der volumetrische Anteil von H_2 im Erdgas H allerdings laut DVGW-Regelwerk G260/G262 [14] auf maximal 9,999 Vol.-% begrenzt. Die Verbrennung von Wasserstoff ist somit eine geeignete Methode zur Dekarbonisierung. Ferner stellt die Wasserelektrolyse eine Schlüsseltechnologie für die Herstellung weiterer EE-Gase dar.

Synthetisches Erdgas (SNG):

Synthetisches Erdgas wird in einem Methanisierungsverfahren (biologisch/katalytisch) aus Wasserstoff und Kohlendioxid gewonnen. Durch die Nutzung elektrolytisch erzeugten Wasserstoffs bei gleichzeitigem Einsatz von CO_2 aus einer Biogasanlage kann ein Brenngas hergestellt werden, welches grundsätzlich dem Erdgas H verbrennungstechnisch sehr ähnlich und damit problemlos im Gasnetz speicherbar ist. Bei genannter Herstellung aus EE-Strom (H_2) und Biogas (CO_2) wird bei der Verbrennung synthetischen Methans kein CO_2 fossilen Ursprungs erzeugt und trägt damit zur Defossilisierung bei.

Biogas:

Biogas ist definitionsbedingt in zwei unterschiedliche Gase zu unterteilen. Das Produktgas aus der Fermentation von Gärsubstraten wird Rohbiogas genannt und besteht, je nach

eingesetztem Rohstoff aus ca. 50 Vol.-% CH₄ und 50 Vol.-% CO₂. Technisch direkt genutzt wird dieses grobentschwefelte Rohbiogas meist in BHKW-Anwendungen. In bereits abgeschlossenen Forschungsvorhaben wurde die direkte Nutzung von Rohbiogas im Glasschmelzprozess vom Gas- und Wärme-Institut Essen erfolgreich untersucht und als geeigneter Nutzungspfad deklariert [9]. Der Stand der Technik bietet seit mehreren Jahren neben der Verbrennung von Rohbiogas im BHKW zudem die kalorische Aufkonditionierung durch CO₂-Abscheidung auf sogenanntes Biomethan an. Das Biomethan enthält einen CH₄-Anteil von > 90 Vol.-% und ist damit im Erdgasnetz einspeisefähig und somit speicherbar.

Ammoniak:

Ein weiterer technologisch sehr interessanter Nutzungspfad von elektrolytisch erzeugtem Wasserstoff ist die Ammoniaksynthese (Haber-Bosch Verfahren). Zurzeit liegt ein wesentlicher Prozessteil des Verfahrens in der Erzeugung des Synthesegasgemisches (H₂, N₂ und CO₂), das in einem nachgeschalteten Reaktor zu Ammoniak synthetisiert wird [15]. Als Grundstoff für die Synthesegaskomponenten dient zurzeit noch Methan (Erdgas), welches mit Wasserdampf (Dampfreformierung) und Luft katalytisch zu H₂, N₂ und CO₂ umgesetzt wird (siehe **Abbildung 2.4**). Ein interessanter technologischer Ansatz zur Vermeidung der stofflichen Nutzung von Methan bzw. Erdgas liegt in der Nutzung von grünem Wasserstoff (Elektrolyse mit EE-Strom). Infolgedessen könnte so der rotmarkierte Bereich (siehe **Abbildung 2.4**) entfallen und bei direkter Nutzung von grünem Wasserstoff zur Dekarbonisierung des Prozesses führen.

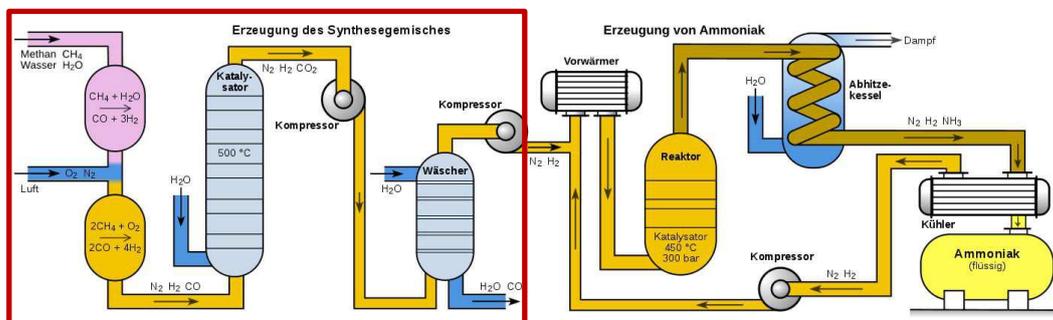


Abbildung 2.4: Haber-Bosch-Verfahren; Ammoniaksynthese [16]

Durch die nachgeschaltete Ammoniaksynthese lassen sich hohe Energiemengen in ein speicherfähiges Medium umwandeln. Der Vorteil von Ammoniak gegenüber Wasserstoff stellt die geringere Energieintensität der Phasenumwandlung des Gases in Flüssigkeit dar. Ammoniak verflüssigt sich bei gleichen Bedingungen bei einer höheren Temperatur (ca. -33 °C). Somit ist ein starkes Kühlen wie bei Wasserstoff (ca. -252 °C) oder eine Kompression auf einen hohen Druck nicht erforderlich. Die Verflüssigung von Brenngasen schafft neben einer optimierten Speicherbarkeit auch einen großen Vorteil im Gastransportwesen. In flüssiger Form lassen sich bei gleichem Behältervolumen größere Energiemengen speichern und transportieren.

2.1.3 Prozessgase der Industrie

Neben den Gasen erneuerbaren Ursprungs gibt es auch diverse Prozessgase, die eine hohe Brennstoffdiversität aufweisen. Abseits der bekannten Hüttengase (Gichtgas, Koksofengas, CO-Gas) entstehen beispielsweise auch bei Prozessen in der chemischen Industrie und in Raffinieren Gase mit schwankender Zusammensetzung und oftmals hohen Wasserstoffgehalten. Durch die effektive Nutzung dieser Gase, könnte bereits heute ein entscheidender Anteil zur Einsparung fossiler Energie des industriellen Sektors beigetragen werden, und dies unabhängig von dem Ausbau der erneuerbaren Energien.

3 Vorgehensweise und erzielte Ergebnisse

Zur Umsetzung des Vorhabens wurden durch die Forschungspartner verschiedene Arbeitsschritte durchgeführt (siehe **Abbildung 3.1**). Dabei lag der Fokus zunächst bei der Potentialstudie und der verbrennungstechnischen Grundlagenuntersuchung hinsichtlich der Nutzung o. g. Brenngase. Im Anschluss erfolgte die Entwicklung eines flexiblen Brenners. Die numerischen und experimentellen Untersuchungen des Verbrennungs- und Schadstoffverhaltens der Brenngase fand im Laufe des Projektes sowohl mit dem neu entwickelten als auch mit einem kommerziellen Brenner statt.



Abbildung 3.1: Vorgehensweise [Quelle: GWI]

Analog zur schematisch dargestellten Vorgehensweise (siehe **Abbildung 3.1**) wird im weiteren Verlauf des Berichts chronologisch auf jeden Entwicklungs- und Untersuchungsschritt des Vorhabens eingegangen und die erzielten Ergebnisse dargestellt.

3.1 Potentialanalyse

Die Umstellung auf eine klimaneutrale Energieversorgung ist eine der zentralen Herausforderungen der Energiewende. Ein bedeutender Baustein für diese Transformation ist die Nutzung erneuerbarer Gase wie Wasserstoff (H_2), Ammoniak (NH_3), Biomethan und synthetisches Erdgas (SNG). Diese Energieträger bieten verschiedene Vorteile hinsichtlich Speicherung, Transport und Integration in bestehende Energiesysteme und können fossile Brennstoffe langfristig ersetzen. Die Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden. stellt die möglichen Herstellungspfade von EE-Gasen schematisch in einen gemeinsamen Kontext.

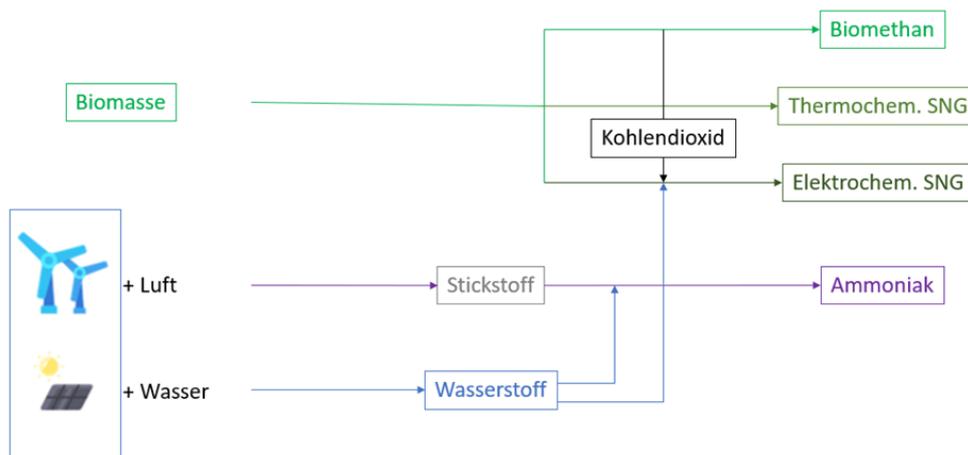


Abbildung 3.2: Mögliche Herstellungspfade von EE-Gasen [Quelle: GWI]

Damit erneuerbare Gase wirtschaftlich und umweltfreundlich genutzt werden können, müssen sowohl die Herstellungsverfahren als auch die Speichermethoden optimiert werden. Während die Erzeugung erneuerbarer Gase häufig mit hohem Energieaufwand verbunden ist, stellt die Speicherung dieser Energieträger besondere Herausforderungen dar, da die physikalischen Eigenschaften der Gase stark variieren. Wasserstoff hat beispielsweise eine sehr geringe Energiedichte pro Volumen, sodass besondere Speichertechnologien erforderlich sind. Ammoniak kann hingegen bei moderaten Bedingungen verflüssigt werden und stellt damit eine vielversprechende Alternative zur Wasserstoffspeicherung dar. Nachfolgend werden die verschiedenen Herstellungspfade und Speichermöglichkeiten für erneuerbare Gase, bewertet deren Energieeffizienz und Wirkungsgrade und analysiert.

3.1.1 Energetische Pfadanalyse zur Herstellung

Im Folgenden werden die Prozesse zur Erzeugung der jeweiligen Gase vorgestellt und näher erläutert. Die Abschnitte enden jeweils mit Wirkungsgradketten, die später bei der Betrachtung der Speicherung (Abschnitt 3.2) fortgesetzt werden.

Herstellung von Wasserstoff

Wasserstoff gilt als einer der wichtigsten Energieträger der Zukunft, da er sowohl direkt als Brennstoff genutzt als auch als Speicher für erneuerbare Energien dienen kann. Aufgrund seines niedrigen volumetrischen Heizwerts von 3 kWh/m³ hat Wasserstoff nur etwa ein Drittel der Energiedichte von Erdgas, besitzt jedoch eine sehr hohe massebezogene Energiedichte. Die derzeit gängigste Methode zur Herstellung von Wasserstoff ist die Dampfreformierung von Methan. Dabei reagiert Methan bei hohen Temperaturen mit Wasserdampf zu Wasserstoff und Kohlenmonoxid (siehe Gleichung 3.1) [15]. Dieser Prozess ist energieintensiv und verursacht hohe CO₂-Emissionen, weshalb er langfristig durch nachhaltigere Verfahren ersetzt werden soll.



Im Fokus steht dementsprechend die Produktion von grünem Wasserstoff, der durch Wasserelektrolyse unter Einsatz von erneuerbaren Energiequellen wie Wind- oder Solarenergie hergestellt wird. Dieses Verfahren ermöglicht eine vollständig emissionsfreie Wasserstoffherzeugung und bildet die Grundlage für eine nachhaltige Energieversorgung.

Die Wasserelektrolyse ist ein elektrochemischer Prozess, bei dem Wasser durch elektrische Energiezufuhr in seine Bestandteile Wasserstoff (H₂) und Sauerstoff (O₂) zerlegt wird. Dieser Vorgang basiert auf einer Redoxreaktion, bei der durch zwei Elektroden ein elektrischer Gleichstrom in das Elektrolyt geleitet wird. An der Kathode (Minuspole) erfolgt die Reduktion, wobei Wasserstoff durch Elektronenaufnahme entsteht. Gleichzeitig findet an der Anode (Pluspol) die Oxidation statt, bei der Sauerstoff durch Elektronenabgabe freigesetzt wird. Die chemische Reaktionsgleichung für diesen Prozess lautet [17]:



Dieses Verfahren bildet die Grundlage für die nachhaltige Erzeugung von grünem Wasserstoff, sofern der benötigte Strom aus erneuerbaren Energiequellen stammt. Die relevantesten Elektrolyseure sind die alkalische Elektrolyse (alkaline electrolysis: AEL), die Polymerelektrolytmembran-Elektrolyse (polymer electrolyte membrane electrolysis: PEMEL) und die Festoxid-Elektrolyse (solid oxide electrolysis: SOEL).

Tabelle 3.1: Vergleich der Elektrolyseverfahren [17], [18], [19]

| | AEL | PEMEL | SOEL |
|----------------------------|---|---|---|
| Temperaturbereich | 60 – 90 °C | 50 – 80 °C | 700 – 1.000 °C |
| TRL | 8 – 9 | 7 – 8 | 4 – 6 |
| Spez. Energiebedarf | 4,2 – 5,8 kWh/m ² H ₂ | 4,5 – 6,8 kWh/m ² H ₂ | 3,6 – 4,0 kWh/m ² H ₂ |
| Wirkungsgrad | 62 – 82 % | 67 – 82 % | 74 – 86 % |

Die AEL hat den höchsten technologischen Reifegrad (TRL = 8 – 9) und ist industriell etabliert [18]. Die PEMEL ist kommerziell verfügbar und gilt durch ihre Flexibilität bei Lastwechsel als besonders geeignet für die Kopplung mit regenerativen Energiequellen [19]. Beide Elektrolysen werden bei Temperaturen unter 100 °C durchgeführt.

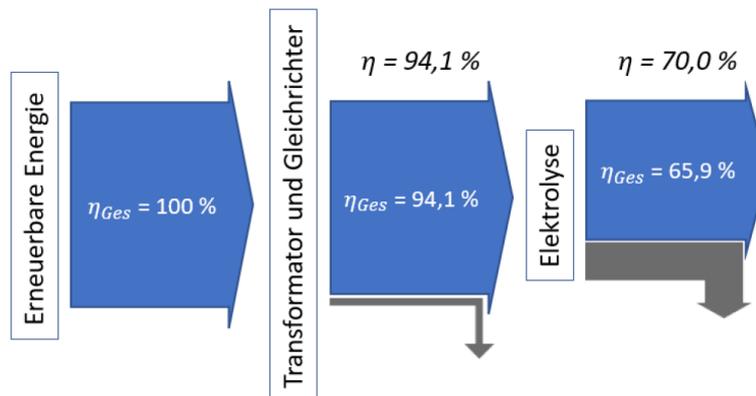


Abbildung 3.3: Wirkungskradkette der Herstellung von "grünem" Wasserstoff [Quelle: GWI]

Dagegen geschieht die SOEL bei Temperaturen bis 1.000 °C und befindet sich noch in der Demonstrationsphase. Die Vorteile der SOEL sind der höhere Gesamtwirkungsgrad und der damit einhergehende geringere spez. Energiebedarf (siehe **Tabelle 3.1**). Die **Abbildung 3.3** zeigt eine beispielhafte Wirkungskradkette der grünen Wasserstoff-Herstellung.

Ammoniak:

Ammoniak gilt als vielversprechender Energieträger für Wasserstoff, insbesondere für den Transport und die Speicherung großer Energiemengen. Aufgrund der hohen Permeabilität von Wasserstoff sind dessen Verteilung und Lagerung technisch anspruchsvoll. Im Gegensatz dazu weist Ammoniak ähnliche Eigenschaften wie Methan auf und lässt sich daher leichter

handhaben. Ein wesentlicher Vorteil von Ammoniak ist seine einfache Verflüssigung: Durch eine Druckerhöhung auf 10 bar bei Raumtemperatur oder durch Abkühlung auf -33 °C bei atmosphärischem Druck kann es in flüssiger Form gespeichert werden. Zudem besitzt flüssiges Ammoniak eine höhere volumetrische Wasserstoffdichte als reiner Wasserstoff: bei 10 bar und 27 °C enthält ein Kubikmeter Ammoniak 106 kg Wasserstoff, während flüssiger Wasserstoff bei -253 °C etwa 70 kg/m^3 und bei 700 bar nur 40 kg/m^3 speichert. Dadurch ist der Transport von Ammoniak im Vergleich zu Wasserstoff kosteneffizienter und weniger energieintensiv. Außerdem sind die Transport- und Speicheroptionen von Ammoniak Stand der Technik, die für Wasserstoff für den großtechnischen Einsatz müssen teilweise noch entwickelt werden.

Die großtechnische Produktion von Ammoniak basiert auf dem Haber-Bosch-Verfahren, das sich seit Jahrzehnten etabliert hat. Der Prozess erfolgt in zwei Stufen: Zunächst wird Wasserstoff durch Dampfreformierung aus Erdgas gewonnen, anschließend erfolgt die Ammoniak-synthese durch die Reaktion von Wasserstoff und Stickstoff unter hohen Temperaturen und Drücken (siehe Gl. 3.3) [15].

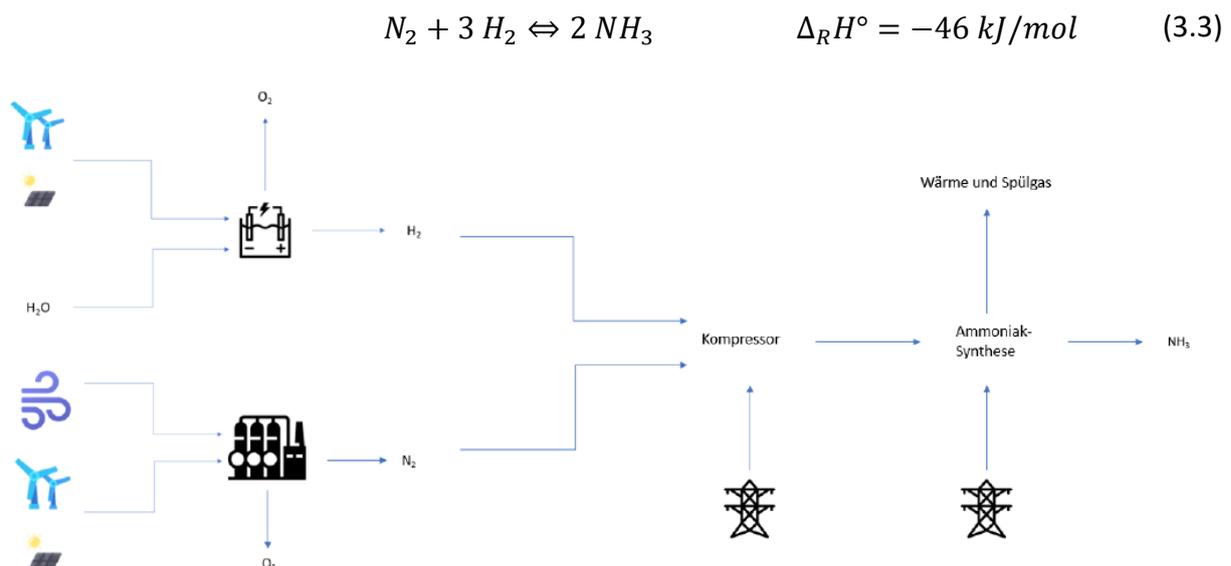


Abbildung 3.4: Prozesskette von „grünem“ Ammoniak [Quelle: GWI]

Die konventionelle Herstellung ist jedoch energieintensiv und verursacht hohe CO₂-Emissionen. Um Ammoniak klimaneutral zu produzieren, kann der Wasserstoff durch Elektrolyse mit erneuerbarem Strom und der benötigte Stickstoff durch Luftzerlegung gewonnen werden (siehe **Abbildung 3.4**).

Dabei kommen verschiedene Technologien wie kryogene Destillation (ASU), Druckwechseladsorption (PSA) und Membranpermeation zum Einsatz, die je nach erforderlicher Stickstofffreiheit variieren. Die Synthese von grünem Ammoniak bleibt aufgrund der hohen Energieanforderungen und des Gesamtwirkungsgrads von 38 - 56 % herausfordernd (siehe **Abbildung 3.5**).

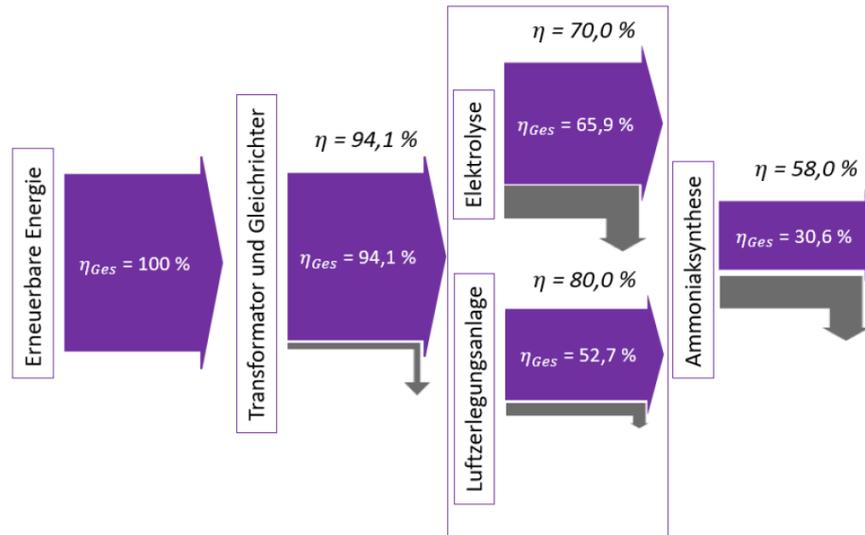


Abbildung 3.5: Wirkungsgradkette der Herstellung von „grünem“ Ammoniak [Quelle: GWI]

Für die Herstellung werden 6,18 bis 12,48 kWh/m³_{NH₃} benötigt, wobei der Wirkungsgrad der Kompressoren für die Luftzerlegung zwischen 70 - 80 % liegt. Trotz der Energieverluste bietet Ammoniak eine effiziente Möglichkeit zur Wasserstoffspeicherung und könnte in Zukunft eine Schlüsselrolle im globalen Energiemarkt einnehmen.

Biomethan:

Biomethan ist ein klimaneutraler, erneuerbarer Energieträger, der durch die Aufbereitung von Biogas aus biologischen Abfallstoffen oder nachwachsenden Rohstoffen gewonnen wird. Die Produktion erfolgt in drei Hauptschritten: Vergärung, Biogasaufbereitung und Konditionierung auf Erdgasqualität, siehe **Abbildung 3.6**.

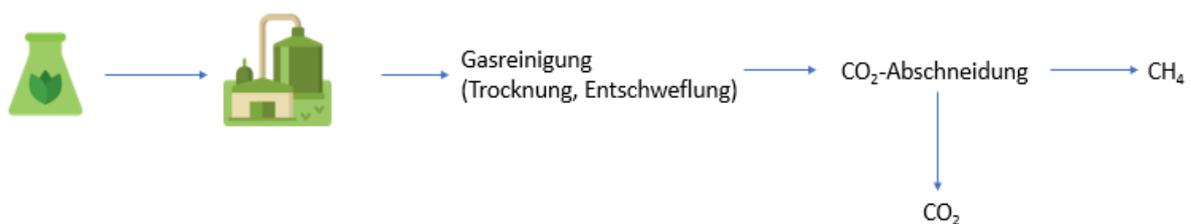


Abbildung 3.6: Prozesskette der Biomethanherstellung [Quelle: GWI]

Die erste Phase, die Vergärung, findet in Biogasanlagen unter anaeroben Bedingungen statt, wobei Mikroorganismen organische Stoffe abbauen und Methan erzeugen. Das entstehende Biogas besteht zu 30 - 50 Vol.-% aus CO₂ sowie aus weiteren Nebenbestandteilen wie Schwefelwasserstoff und Wasserdampf. Die Prozessführung erfolgt üblicherweise bei Temperaturen von 37 - 42 °C, was optimale Bedingungen für die beteiligten Mikroorganismen bietet. In manchen Anlagen wird die Temperatur auf bis zu 60 °C erhöht, um die Abbauraten zu steigern, allerdings führt dies zu einem höheren Energieaufwand. Während der Vergärung wird ein Teil der chemischen Energie als Wärme freigesetzt, wobei bis zu 30 % der Energieverluste in Form

von thermischer Energie auftreten. Die **Tabelle 3.1** zeigt typische Energiebedarfsmengen für die Biogasproduktion in Abhängigkeit der Biomasse.

Tabelle 3.2: Energiebedarf bei der Vergärungsphase [20]

| | NawaRo und NawaRo/Gülle-Anlage | | Abfall-Anlage | |
|--------------------------|--|--|--|--|
| | Extern | Intern mit BHKW | Extern | Intern mit BHKW |
| Spez. Strombedarf | 0,152 – 0,235 | 0,247 – 0,287 | 0,116 – 32,427 | 0,211 – 3,248 |
| | $\text{kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{N}} \text{CH}_4$ | $\text{kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{N}} \text{CH}_4$ | $\text{kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{N}} \text{CH}_4$ | $\text{kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{N}} \text{CH}_4$ |
| Spez. Wärmebedarf | 0,599 – 1,773 | - | 0,466 – 2,305 | - |
| | $\text{kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3_{\text{N}} \text{CH}_4$ | | $\text{kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3_{\text{N}} \text{CH}_4$ | |

Nach der Vergärung folgt die Biogasaufbereitung, bei der das Rohbiogas gereinigt und in Biomethan umgewandelt wird. Dieser Prozess umfasst die Entschwefelung, Trocknung und CO_2 -Abscheidung, um das Biogas für die Einspeisung ins Gasnetz aufzubereiten. Die Entschwefelung kann auf verschiedene Weise erfolgen, darunter biologische, chemische oder katalytische Verfahren. Anschließend wird das Gas getrocknet, bevor die CO_2 -Abscheidung erfolgt. Hierfür kommen unterschiedliche Technologien zum Einsatz: siehe **Tabelle 3.3**.

Tabelle 3.3: Energiebedarf bei der Biogasaufbereitung [21]

| | PSA | DWW | Pys. Ads. | Chem. Abs. | Membran | Kryo |
|--|------------------------|-------------------|--------------------------|----------------------|------------------|--------------------|
| | Druckwechseladsorption | Druckwasserwäsche | Physikalische Absorption | Chemische Absorption | Membranverfahren | Kryogene Verfahren |
| Strombedarf | 0,20 - 0,25 | 0,18 - | 0,15 - | 0,06 - 0,15 | 0,18 - | 0,18 - 0,33 |
| [$\text{kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{N}} \text{CH}_4$] | | 0,21 | 0,24 | | 0,29 | |
| Wärmebedarf | - | - | - | 0,5 - 0,7 | - | - |
| [$\text{kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3_{\text{N}} \text{CH}_4$] | | | | | | |
| Temperatur [°C] | - | - | 55 - 80 | 110 - 140 | 0 | - |
| Druck [bar] | 4 - 7 | 5 - 10 | 4 - 6 | 0,1 - 0,25 | 9,5 - 16 | - |
| Methanverlust | 1 - 5 | 1 | 0,5 - 1,5 | 0,1 | 0,5 - 1 | - |
| [%] | | | | | | |

Der gesamte Aufbereitungsprozess weist einen Wirkungsgrad von etwa 86 % auf und führt zu einem Endprodukt mit einem Methangehalt von über 97 Vol.-%. Nach der Aufbereitung wird das Biomethan in der Konditionierungsphase an die Anforderungen des Gasnetzes angepasst. Dabei wird der Brennwert auf das L- oder H-Gasnetz kalibriert, das Gas mit Schwefelverbindungen odorisiert, um eine Leckerkennung zu ermöglichen, und auf das erforderliche Druckniveau komprimiert. Die für die gesamte Biomethanproduktion benötigte Energie hängt stark von der Art des eingesetzten Substrats ab. Bei der Verwendung nachwachsender Rohstoffe (NaWaRo) liegt der Strombedarf zwischen 0,21 und 0,62 $\text{kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$, während der Wärmebedarf zwischen 1,1 und 2,5 $\text{kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$ variiert. Falls Abfälle als Substrat genutzt werden, kann der Strombedarf auf bis zu 33 $\text{kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$ und der Wärmebedarf auf bis zu 3 $\text{kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$ ansteigen. Insgesamt erreicht die Biomethanproduktion derzeit einen

Gesamtwirkungsgrad von 55 - 60 %, wobei die größten Verluste durch den Energieaufwand für die Aufbereitung und Einspeisung entstehen. Die **Abbildung 3.7** zeigt exemplarisch die Wirkungsgradkette des gesamten Prozesses der Biomethanherstellung. Trotz dieser Verluste stellt Biomethan eine vielversprechende Alternative zu fossilem Erdgas dar, da es mit bestehenden Gasnetzen kompatibel ist und zur Reduktion von CO₂-Emissionen beiträgt. Seine Nutzung bietet damit eine nachhaltige Möglichkeit, erneuerbare Energien in die Infrastruktur der Gasversorgung zu integrieren.

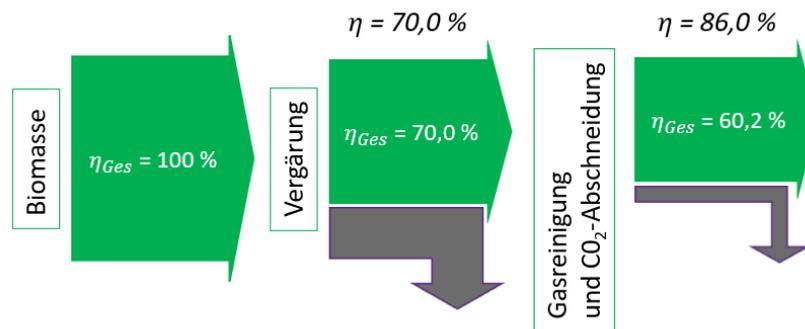


Abbildung 3.7: exemplarische Wirkungsgradkette der Herstellung von Biomethan [Quelle: GWI]

SNG (synthetisches Erdgas):

Während Biomethan durch Aufbereitung des Biogases hergestellt wird, kann synthetisches Erdgas (SNG) sowohl auf der Basis von Biomasse über einen Vergasungsprozess oder durch die Zusammenführung von Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid in Zuge einer Methanisierung (Sabatierprozess) hergestellt werden.



Abbildung 3.8: Prozesskette von thermochemisches SNG [Quelle: GWI]

Für erneuerbares SNG sind zwei Prozessketten relevant: thermochemisch und elektrochemisch. Die thermochemische Prozesskette besteht, wie in der **Abbildung 3.8** ersichtlich, aus der Vergasung von trockener Biomasse, einer anschließenden Gasreinigung, einer Methanisierung und abschließender Aufbereitung.

Tabelle 3.4: Vergasungstechnologien [50]

| | Festbett | Wirbelschicht | Flugstrom |
|------------------------|---|---------------|---------------|
| Partikelgröße [mm] | 10 - 300 | < 50 | < 0,1 |
| Temperaturbereich [°C] | 400 - 1.000 | 700 - 1.200 | 1.200 - 1.500 |
| Druck | 1 - 25 bar | | |
| Vergasungsmittel | Luft, Sauerstoff, Dampf oder Kohlendioxid | | |

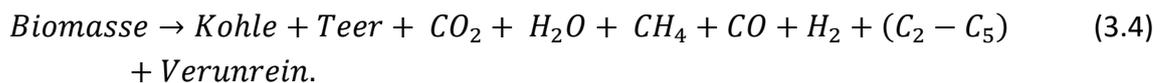
Die Vergasung kann mit drei unterschiedlichen Vergasertypen durchgeführt werden (siehe **Tabelle 3.**), die jeweils spezifische Vorteile bieten und zu variierenden Produktgasqualitäten hinsichtlich der Gaszusammensetzung führen [23].

Vor der Vergasung wird vorausgesetzt, dass die Biomasse getrocknet, pelletiert und homogenisiert wird, um eine hohe Brennstoffumwandlung zu gewährleisten [22]. Zur Trocknung wird im Wesentlichen die Niedertemperatur-Lufttrocknung, die Dampftrocknung und Rauchgastrocknung angewendet, wobei letztere den geringsten Verbrauch hat (siehe **Tabelle 3.**) [23].

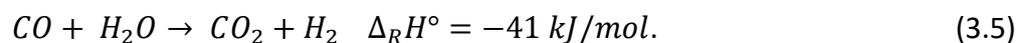
Tabelle 3.5: Trocknungsverfahren [23]

| | Niedertemperatur-Lufttrocknung | Dampftrocknung | Rauchgastrocknung |
|--------------------------|--|---|---|
| Spez. Wärmebedarf | 75 kWh _{th} /m ³ _N H ₂ O | 88,89 kWh _{th} /m ³ _N H ₂ O | 16,67 kWh _{th} /m ³ _N H ₂ O |

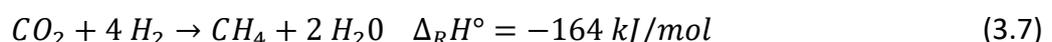
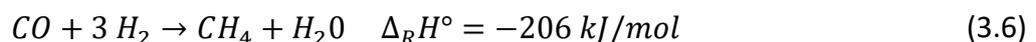
Im Rahmen des Vergasungsprozesses wird aus der festen Biomasse ein Synthesegas erzeugt. Eine vereinfachte Gesamtdarstellung der Vergasung lautet wie folgt [23]:



Die Zusammensetzung des Synthesegases variiert in Abhängigkeit vom verwendeten Vergasertyp, wobei H₂ und CO zwischen 50 und 70 Vol.-% ausmachen. Der elektrische Energiebedarf für die Vergasung liegt zwischen 0,042 und 0,25 kWh_{el}/m³_{Synthesegas}. Während des Prozesses entstehen Schadstoffe wie Feinstaub, Teere, Schwefel- und Stickstoffverbindungen sowie Halogene und Alkalimetalle, die durch verschiedene Gasreinigungsverfahren entfernt werden [23], [24], [25]. Vor der Methanisierung muss das H₂/CO-Verhältnis im Synthesegas auf drei eingestellt werden, was durch die Wassergas-Shift-Reaktion erreicht wird. Hierbei wird der CO-Anteil durch Reaktion mit Wasserdampf reduziert:



Der Kaltgaswirkungsgrad nach Vergasung und Gasreinigung liegt zwischen 70 und 80 %. Anschließend wird das gereinigte Synthesegas durch eine stark exotherme katalytische Reaktion in Methan umgewandelt. Die Methanisierung erfolgt nach den folgenden Hauptreaktionen:



und findet in Festbett- oder Wirbelschichtreaktoren statt, die bei Temperaturen von 250 - 650 °C und Drücken zwischen 1 und 80 bar betrieben werden. Höhere Drücke und niedrigere

Temperaturen begünstigen eine höhere Methanausbeute [26], [27]. Der elektrische Energiebedarf für die Methanisierung beträgt $0,861 - 1,066 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$, während der Kaltgaswirkungsgrad bei $81 - 85 \%$ liegt [23], [28], [29]. Für die Gasaufbereitung stehen verschiedene Verfahren zur Verfügung, darunter Membrantrennung und Druckwechseladsorption (PSA) (siehe **Tabelle 3.3**).

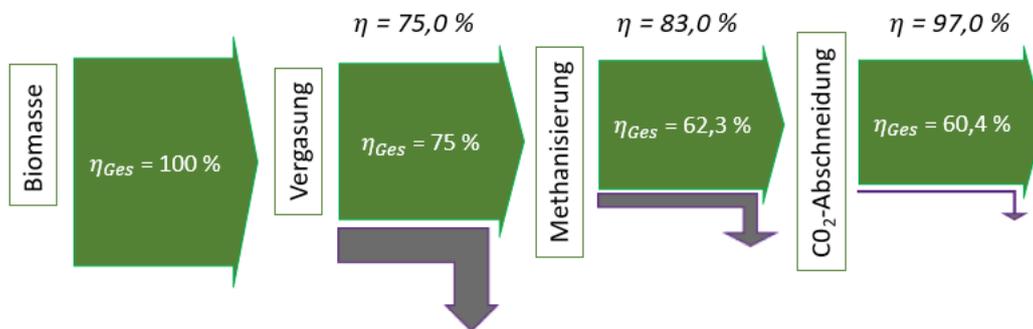


Abbildung 3.9: Wirkungsgradkette der thermochemischen SNG Herstellung [Quelle: GWI]

Der Energieverbrauch für die SNG-Herstellung entspricht mit $0,27 - 0,92 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$ dem der Biogasaufbereitung. Während des Prozesses kann es zu Methanverlusten von bis zu 5% kommen [23]. Der Kaltgaswirkungsgrad der gesamten SNG-Erzeugung variiert stark und liegt je nach Vergasung zwischen 52 und 72% . Der spezifische Stromverbrauch beträgt $1,18 - 2,28 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$, wobei laut Müller [29] Werte von $0,17 - 1,12 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$ erreicht werden können. In **Abbildung 3.9** wird die Wirkungsgradkette der thermochemischen SNG-Herstellung veranschaulicht [47, 56 - 59]. Bei der elektrochemischen Prozesskette wird hingegen synthetisches Erdgas (SNG) durch Methanisierung von grünem Wasserstoff und Kohlendioxid erzeugt (siehe **Abbildung 3.10**). Anschließend erfolgt eine Gasaufbereitung, die vor allem die Entfernung von Wasser durch Kondensation sowie die Abtrennung überschüssigen Wasserstoffs umfasst.

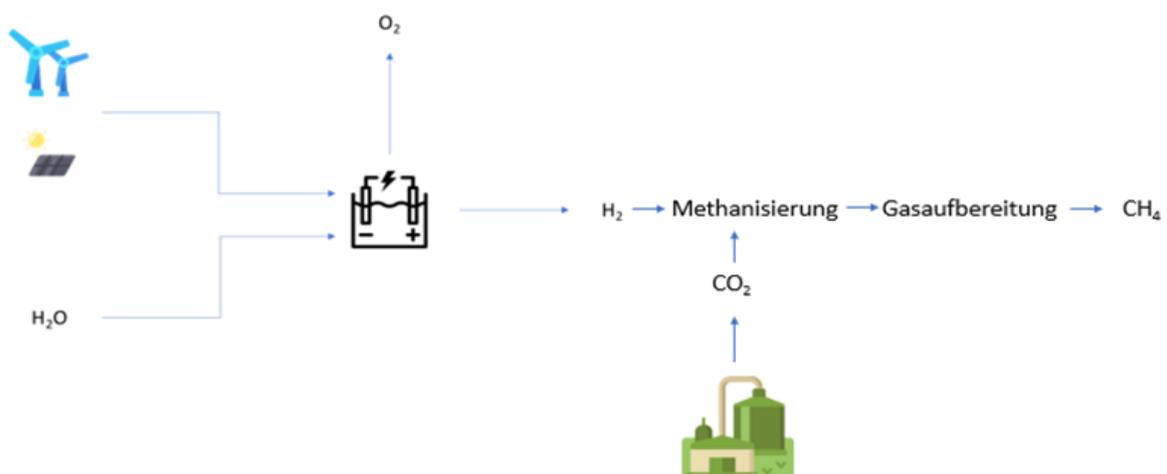


Abbildung 3.10: Prozesskette der elektrochemischen SNG-Herstellung [Quelle: GWI]

Nach dieser Reinigung ist das SNG für die Einspeisung in das Erdgasnetz bereit [22]. Das hierfür benötigte CO_2 kann aus CO_2 -neutralen Quellen wie Biogasanlagen oder

Biomassevergasungsanlagen gewonnen werden. Während die verfahrensabhängigen Energiebedarfe der Wasserstoffherzeugung in der **Tabelle 3.1** zu finden sind, ist bei dem verwendeten Kohlendioxid zunächst der Ursprung zu betrachten: Ist das CO₂ direkt aus Biogasaufbereitungsanlagen verfügbar, entsteht kein zusätzlicher Energieaufwand für dessen Bereitstellung. Wird das CO₂ hingegen aus industriellen Quellen extrahiert, variiert der spezifische Energiebedarf je nach Verfahren zwischen 0,2 und 0,7 kWh_{el}/m³CO₂ [22], [30]. Für die Methanisierung gilt darüber hin Gleichung 3.7.

Die Betriebsbedingungen für die Methanisierung entsprechen weitgehend denen des vorherigen Abschnitts. Eine optimale Kohlendioxidumwandlung von 93 % kann bei einem Betriebsdruck von 20 bar und einer Temperatur von 450 °C erreicht werden [31]. Der Wirkungsgrad der Methanisierung liegt gemäß Literaturangaben zwischen 80 und 85 %, wobei der nicht umgesetzte Energieanteil als Wärme abgeführt wird [32], [33], [34]. Der Strombedarf für den Methanisierungsprozess ist vergleichsweise gering und beträgt lediglich 0,10 bis 0,13 kWh_{el}/m³CH₄. Das erzeugte Synthesegas enthält noch Wasserdampf (H₂O) und überschüssigen Wasserstoff (H₂), die durch Kondensation und Membrantrennung entfernt werden [35]. Mit der abschließenden Komprimierung auf das Druckniveau der Einspeisestelle ist die Prozesskette abgeschlossen. Die Gesamteffizienz des Prozesses variiert in einem breiten Bereich zwischen 43 und 69 %, abhängig von den gewählten Betriebsbedingungen [17], [33], [34], [36]. In Abhängigkeit von der Elektrolysetechnologie ergibt sich ein Gesamtenergieverbrauch von 15 bis 24,19 kWh_{el}/m³CH₄. **Abbildung 3.11** stellt eine exemplarische Wirkungsgradkette der elektrochemischen SNG-Produktion dar.

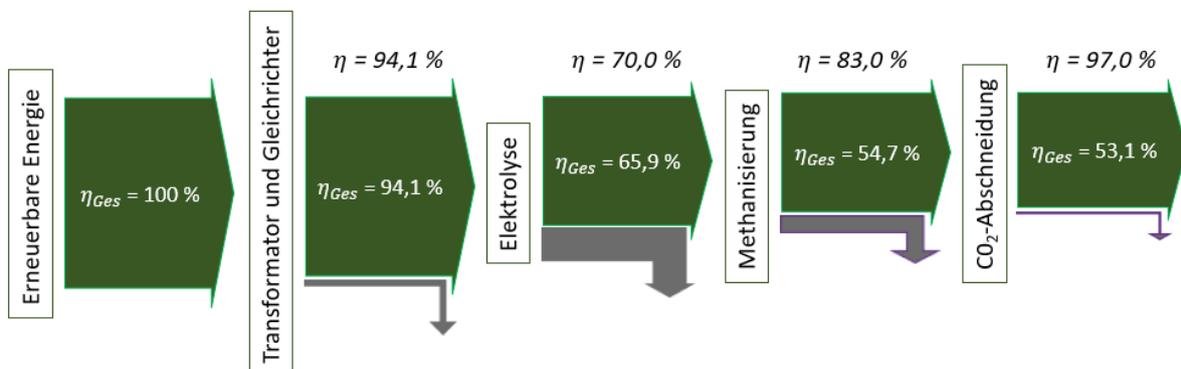


Abbildung 3.11: exemplarische Wirkungsgradkette der elektrochemischen Herstellung von SNG [Quelle: GWI]

3.1.2 Energetische Pfadanalyse zur Speicherung

Die Speicherung erneuerbarer Gase ist ein wesentlicher Faktor für deren wirtschaftliche Nutzung und Integration in bestehende Energiesysteme. In diesem Kapitel werden die verschiedenen Speicheroptionen für Wasserstoff (H₂), Ammoniak (NH₃), Biomethan und synthetisches Erdgas (SNG) hinsichtlich ihrer Energieeffizienz, technischer Anforderungen und Wirkungsgrade untersucht. Die zuvor beschriebenen Wirkungsgradketten der Gasproduktion werden durch die hier gewonnenen Daten ergänzt.

Wasserstoffspeicherung:

Aufgrund seiner geringen volumetrischen Energiedichte von 3 kWh/m^3 (bezogen auf den Heizwert) erfordert die Speicherung von Wasserstoff besondere Maßnahmen, um große Mengen wirtschaftlich und effizient lagern zu können. Die drei wichtigsten Speichertechnologien sind Komprimierung, Verflüssigung und die chemische Bindung in flüssigen organischen Wasserstoffträgern (LOHC) [37]. Dabei entstehen Speicherverluste, die nicht nur energetisch relevant sind, sondern auch einen Einfluss auf den Treibhauseffekt haben, da Wasserstoff ein Treibhauspotenzial von $6 \text{ kg CO}_2\text{-Äquivalent/kg H}_2$ besitzt [68]. Wasserstoff kann als komprimiertes Gas entweder direkt in das Gasnetz eingespeist oder in Druckbehältern gespeichert werden. Nach der Elektrolyse liegt Wasserstoff bei 30 bar vor und muss für die Einspeisung in das Transportnetz auf 80 bar verdichtet werden. Die dafür notwendige Energie beträgt 6 - 7 % des Heizwerts (entspricht $0,18 - 0,21 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{H}_2}$) [69]. Die Effizienz der Verdichtung und Speicherung über das Gasnetz wird mit 98,5 % angegeben, während der Transport über das Netz einen Wirkungsgrad von 98,8 % erreicht [38]. Neben der Netzspeicherung kann Wasserstoff auch in Untertagespeichern wie Salzkavernen mit einer Speichereffizienz von 98 % gelagert werden [39]. Eine weitere Möglichkeit ist die Speicherung in Druckbehältern, die je nach Material und Bauweise Drücke von bis zu 1.000 bar ermöglichen. Bei 700 bar beträgt die volumetrische Speicherdichte $1,4 \text{ MWh/m}^3$, während der Energieaufwand für die Komprimierung bei $0,3 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{H}_2}$ liegt [40]. Die Effizienz der Komprimierung beträgt 86 - 88 %, während die Speicherung selbst einen Wirkungsgrad von 99 % aufweist [41], [42], [43], siehe **Abbildung 3.12**.

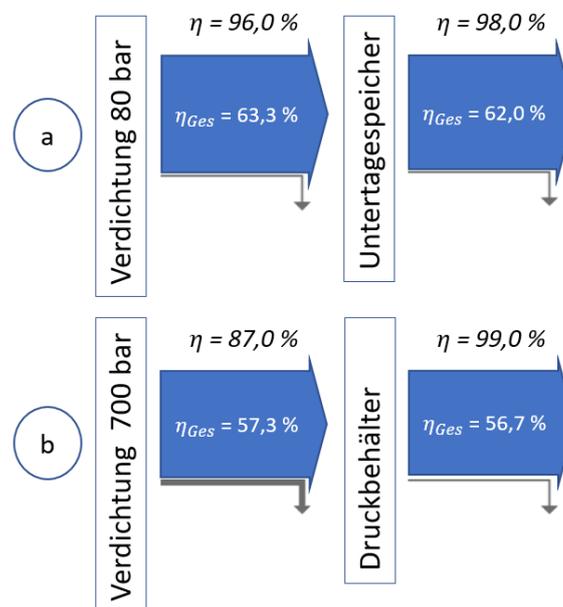


Abbildung 3.12: exemplarische Wirkungsgradkette der Speicherung von Wasserstoff: (a) Untertagespeicher (b) Druckbehälter [Quelle: GWI]

Wasserstoff kann auch verflüssigt oder chemisch in flüssigen organischen Wasserstoffträgern (LOHC) gespeichert werden [44]. Die Verflüssigung erfordert eine Abkühlung auf -253 °C und verbraucht 25 - 35 % des Heizwertes, was einem Energieverbrauch von $0,75 - 1,05 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{H}_2}$

entspricht [39], [45]. Dabei entsteht ein Wasserstoffverlust von 1,6 % durch Verdichtung [44], [46]. Der aktuelle Wirkungsgrad liegt zwischen 20 und 30 %, während moderne Anlagen mit fortschrittlicher Kühltechnik Wirkungsgrade von 40 - 50 % erreichen können [47].

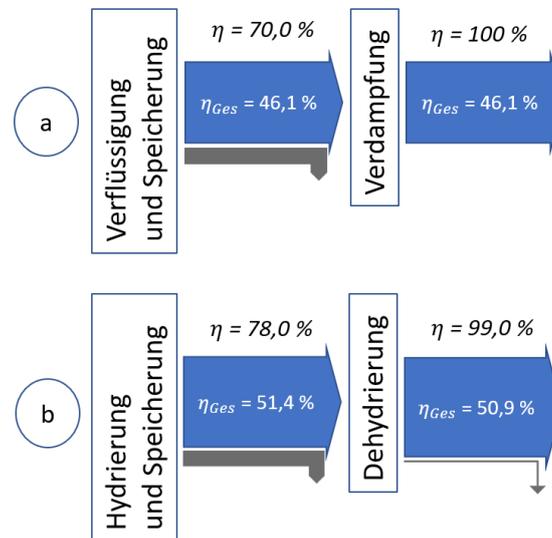


Abbildung 3.13: exemplarische Wirkungsgradkette der Speicherung von Wasserstoff (a) LH₂-Tank (b) LOHC
[Quelle: GWI]

Eine Alternative zur Verflüssigung ist die chemische Speicherung in LOHC, bei der Wasserstoff an Toluol gebunden wird [15]:



Die Hydrierung benötigt nur $0,03 \text{ kWh}_{el}/\text{m}^3_{H_2}$ und gibt $0,8 \text{ kWh}_{th}/\text{m}^3_{H_2}$ Wärme ab [46]. Da LOHC unter Umgebungsbedingungen gelagert werden kann, entfallen Verluste durch Abdampfung. Die Dehydrierung zur Freisetzung des Wasserstoffs erfolgt jedoch bei $310 \text{ }^\circ\text{C}$ und 1 bar und erfordert sowohl elektrische als auch thermische Energie. Die Gesamteffizienz beträgt ohne Abwärmenutzung $69,2\%$, mit Wärmerückgewinnung sogar $88,7\%$ [78, 82, 83]. Die Wirkungsgradketten der Wasserstoffspeicherung in (a) LH₂-Tanks und (b) LOHC sind in **Abbildung 3.13** dargestellt.

Ammoniakspeicherung:

Ammoniak wird ausschließlich in flüssiger Form gespeichert, da dies eine höhere Energiedichte ermöglicht und der Energieaufwand im Vergleich zur Wasserstoffspeicherung erheblich geringer ist. Bei $-33 \text{ }^\circ\text{C}$ und Atmosphärendruck bleibt Ammoniak flüssig, kann aber auch bei 10 bar und Raumtemperatur verflüssigt werden [31]. Die Verflüssigung erfolgt überwiegend über Kühlprozesse, da das Abkühlungsverfahren eine 13% höhere Speicherdichte bietet als die Kompressionsmethode [40]. Der Energiebedarf für die Speicherung ist sehr gering: $0,019 \text{ kWh}_{el}/\text{m}^3_{H_2}$, wodurch Ammoniak 55 -mal energieeffizienter als kryogener Wasserstoff

gespeichert werden kann [48]. Die Abdampfrate beträgt nur 0,03 % pro Tag, während die Vergasung des flüssigen Ammoniaks 7 % des Heizwerts ($0,29 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{NH}_3}$) verbraucht [49]. Die exemplarische Wirkungsgradkette der Ammoniakspeicherung ist in **Abbildung 3.14** dargestellt.

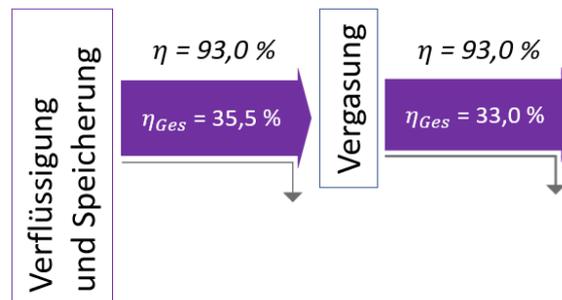


Abbildung 3.14: exemplarische Wirkungsgradkette der Speicherung von Ammoniak [Quelle: GWI]

Speicherung von Biomethan und SNG:

Da Biomethan und SNG überwiegend aus Methan bestehen, können sie mit den gleichen Methoden wie Erdgas gespeichert und transportiert werden. Die einfachste Methode ist die Einspeisung in das Gasnetz, wobei eine Anpassung an den Einspeisedruck erforderlich ist. Der DVGW gibt für die Verdichtung und Speicherung einen Wirkungsgrad von 98,5 % an [38]. Methan kann zudem in Untertage-Erdgasspeichern mit Drücken von 200 bar gelagert werden, wobei Wirkungsgrade zwischen 85 und 95 % erreicht werden [50].

Beim Entweichen in die Atmosphäre entsteht Methanschlupf, da Methan 25-mal schädlicher als CO₂ für das Klima ist [51]. Um die volumetrische Speicherdichte zu erhöhen, sind zwei Verfahren besonders relevant: Kryogene Verflüssigung bei -162 °C, wodurch Methan eine Energiedichte von $6,1 \text{ MWh}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$ erreicht. Hierbei kommt es zu Verdampfungsverlusten von 0,10 % pro Tag, während der Energieaufwand für die Kältetechnik 8 - 10 % des Heizwerts beträgt [43], [52]. Der Energiebedarf für die Komprimierung auf 300 bar, wodurch Methan eine Speicherdichte von $2,5 \text{ MWh}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$ erhält, beträgt $0,5 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{CH}_4}$ bei einer Speichereffizienz von 97 % [52]. Die Wirkungsgradkette der Methanspeicherung ist in **Abbildung 3.15** dargestellt und zeigt die drei Optionen (a) Untertagespeicher, (b) Druckbehälter und (c) LNG-Speicherung. Abschließend bleibt zu erwähnen, dass die Wahl der geeigneten Speichertechnologie von der Energiedichte, Infrastruktur und Effizienz abhängt. Während Ammoniak und LOHC als effiziente Wasserstoffspeicher vielversprechend sind, bleibt die Methanspeicherung in bestehenden Gasnetzen und LNG-Form eine bewährte Option. Der zukünftige Ausbau dieser Technologien wird entscheidend für eine flexible und nachhaltige Energieversorgung sein.

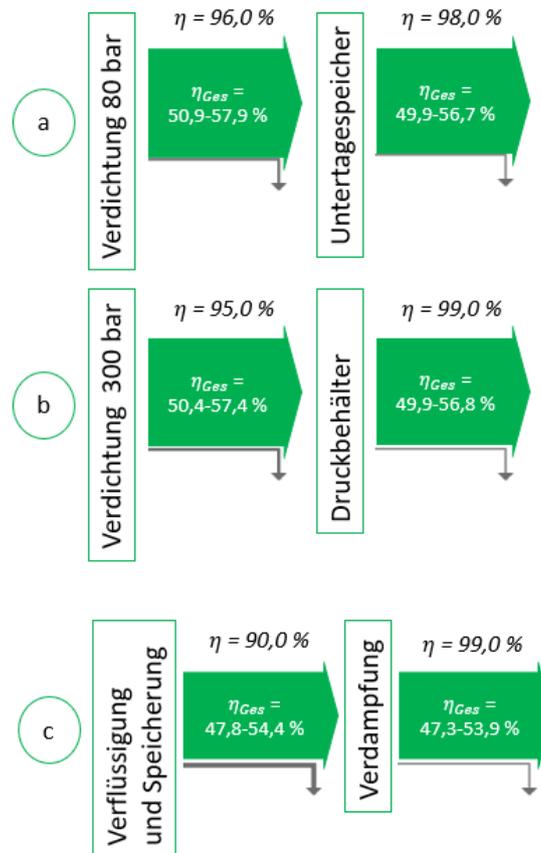


Abbildung 3.15: Wirkungsgradkette der Speicherung von Methan: (a) Untertagespeicher (b) Druckbehälter (c) LNG [Quelle: GWI]

3.1.3 Ermittlung der CO₂-Einsparungspotenziale

Nach der energetischen Pfadanalyse zur Herstellung und Speicherung erneuerbarer Gase folgt die Untersuchung des CO₂-Einsparpotenzials durch deren Nutzung in deutschen Thermoprozessbranchen. Im Jahr 2020 betragen die gesamten Treibhausgasemissionen Deutschlands 739 Millionen Tonnen CO₂-Äquivalent, wovon 24 % auf industrielle Prozesse entfielen [53]. Der Energieverbrauch der Industrie durch gasförmige Energieträger lag bei 229 TWh, was 34,9 % des industriellen Endenergieverbrauchs ausmachte [2]. Für die nachfolgende Analyse wird angenommen, dass die verbrauchten Gase überwiegend Erdgas sind. Mit einem spezifischen CO₂-Emissionsfaktor von 0,201 t CO₂/MWh führt dessen Nutzung zu jährlichen Emissionen von 46 Millionen Tonnen CO₂ [50]. In dieser Potenzialanalyse wird angenommen, dass Erdgas vollständig durch erneuerbare Gase ersetzt wird, die aus 100 % regenerativen Quellen stammen und somit als klimaneutral gelten. Zur besseren Vergleichbarkeit der verschiedenen erneuerbaren Gasoptionen werden die CO₂-Emissionen der Förderung, des Transports und der Speicherung von fossilem Erdgas nicht berücksichtigt. Die Ermittlung des Potenzials erfolgt in zwei Stufen: theoretisches Potenzial und technisch realisierbares Potenzial. Das theoretische Potenzial basiert auf der Ausfallarbeit von 6,1 TWh im Jahr 2020 [55], die als Maß für die verfügbare Stromüberschussmenge aus erneuerbaren Energien dient. Hierbei wird angenommen, dass die erforderlichen Anlagenkapazitäten unbegrenzt verfügbar sind. Zudem wird für die

Biomethan- und SNG-Pfade die maximal verfügbare Biomassebereitstellung als Grundlage herangezogen [56]. Das technisch realisierbare Potenzial berücksichtigt die tatsächlich installierten Kapazitäten von erneuerbaren Energie- und Gasaufbereitungsanlagen in Deutschland. Dadurch werden realistische Einschränkungen sichtbar, die das tatsächliche Substitutionspotenzial erneuerbarer Gase gegenüber fossilem Erdgas begrenzen. Während Ammoniak vollständig in flüssiger Form gespeichert wird, erfolgt die Speicherung der übrigen erneuerbaren Gase in gasförmigem Zustand. Für Ammoniak wird eine strategische Bevorratung über 90 Tage nach dem Vorbild nationaler Ölreserven berücksichtigt [57]. Zusätzlich wird der Treibhauseffekt von Wasserstoff (Global Warming Potential, GWP = 6) sowie insbesondere von Methan (GWP = 25) in die Bewertung einbezogen, um mögliche indirekte Klimaauswirkungen der Gasnutzung zu erfassen.

Wasserstoff:

Theoretisches Potenzial: Die theoretische Ermittlung des Wasserstoffpotenzials basiert auf der maximal möglichen Produktion, die sich aus dem gesamten elektrischen Energiebedarf pro Normkubikmeter Wasserstoff und der verfügbaren Ausfallarbeit ergibt. Unter der Annahme einer gleichmäßigen Verteilung der Elektrolyseverfahren AEL (Alkalische Elektrolyse) und PEMEL (Protonenaustauschmembran-Elektrolyse) ergibt sich ein gemittelter Strombedarf von 5,3 kWh/m³_{H₂}. Berücksichtigt man die zusätzlich erforderliche Speicherung, steigt der Gesamtstrombedarf auf 5,60 kWh/m³_{H₂}. Aus der verfügbaren Ausfallarbeit kann damit eine maximale Jahresproduktion von 1,078 Milliarden m³ grünem Wasserstoff generiert werden. Da Wasserstoff einen Heizwert von 3,00 kWh/m³ besitzt, entspricht dies einer theoretisch verfügbaren klimaneutralen Energiemenge von 3,27 TWh [58]. Verluste während der Speicherung reduzieren diese Energiemenge geringfügig auf 3,24 TWh. Zusätzlich muss der Einfluss von Wasserstoffleckagen auf das Klima berücksichtigt werden. Der in die Atmosphäre entweichende Wasserstoff verursacht zusätzliche Treibhausgasemissionen von 5,8 Tausend Tonnen CO₂-Äquivalent. Trotz dieser Verluste könnte durch den Einsatz von grünem Wasserstoff eine theoretische CO₂-Einsparung von 644.454 Tonnen pro Jahr erzielt werden. Die getroffenen Annahmen sind in **Tabelle 3.6** enthalten.

Machbares Potenzial: Im Gegensatz zur theoretischen Betrachtung basiert die machbare Potenzialermittlung auf den tatsächlich in Deutschland verfügbaren Power-to-X-Anlagen. Derzeit sind 35 Elektrolyseanlagen in Betrieb, die in der Lage sind, stündlich bis zu 5.764,5 m³ Wasserstoff zu produzieren [59]. Die Betriebsdauer dieser Anlagen hängt von der Verfügbarkeit erneuerbarer Energiequellen ab. Typischerweise werden Elektrolyseure im Ertragsprofil von Wind- und Photovoltaikanlagen betrieben und erreichen Volllaststunden von 1.000 bis 3.000 h/a [60]. Für die Potenzialberechnung wird ein mittlerer Wert von 2.000 h/a zugrunde gelegt. Unter diesen Bedingungen kann eine Jahresproduktion von grünem Wasserstoff mit einem Energieinhalt von 34,2 GWh bereitgestellt werden, was einer CO₂-Einsparung von 6,8 Tausend Tonnen entspricht. Der dafür notwendige Strombedarf beläuft sich auf 64,6 GWh.

Tabelle 3.4: Annahmen für Wasserstoffherstellung und -speicherung

| El. Energiebedarf | 5,60 kWh/m ³ _N H ₂ | Bemerkungen |
|-------------------------|---|-------------|
| Power-to-H ₂ | 5,3 kWh/m ³ _N H ₂ | |
| Speicherung (gasförmig) | 0,3 kWh/m ³ _N H ₂ | |
| Verluste (gasförmig) | 1 % | |
| Speicherung | 1 % | |

Diese Berechnung zeigt, dass die derzeitige Wasserstoffproduktion in Deutschland nicht ausreicht, um den Bedarf an grünem Wasserstoff vollständig zu decken. Zudem übersteigt der Strombedarf für die Erzeugung klimaneutralen Wasserstoffs die verfügbare Kapazität erneuerbarer Energiequellen erheblich, was die Notwendigkeit eines weiteren Ausbaus der Elektrolysekapazitäten und der regenerativen Stromerzeugung unterstreicht.

Ammoniak:

Theoretisches Potenzial: Die Herstellung von grünem Ammoniak erfordert einen gesamten Strombedarf von 10,16 kWh/m³_{NH₃}. Nach der Produktion wird Ammoniak in flüssiger Form gespeichert und vor der Nutzung in thermischen Prozessen verdampft, was einen zusätzlichen Energieaufwand von 0,3 kWh/m³_{NH₃} verursacht. Während der Speicherung treten Verdampfungsverluste von 2,7 % auf, die jedoch kein Treibhauspotenzial (GWP = 0) haben [51]. Mit einem Heizwert von 3,98 kWh/m³_{NH₃} kann das theoretisch erzeugte Ammoniak eine Energiemenge von 2,3 TWh ersetzen [61]. Dies führt zu einer CO₂-Einsparung von 454.615 Tonnen pro Jahr, vorausgesetzt, dass fossiles Erdgas vollständig durch erneuerbar erzeugten Ammoniak substituiert wird. Die zugrunde liegenden Annahmen sind in **Tabelle 3.7** dargestellt.

Tabelle 3.5: Annahmen für die Herstellung und Speicherung von Ammoniak

| El. Energiebedarf | 10,46 kWh/m ³ _N NH ₃ | Bemerkungen |
|-------------------------|---|------------------------------|
| Power-to-H ₂ | 8,1 kWh/m ³ _N NH ₃ | 50 % AEL und 50 % PEMEL |
| Lufterlegung | 0,44 kWh/m ³ _N NH ₃ | 100 % Membranverfahren |
| Kompressor | 0,75 kWh/m ³ _N NH ₃ | |
| Kondensator | 0,87 kWh/m ³ _N NH ₃ | |
| Speicherung (flüssig) | 0,3 kWh/m ³ _N NH ₃ | 99 % durch die Verdampfung |
| Verluste (flüssig) | 2,7 % | |
| Speicherung | 2,7 % | Abdampfrate = 0,03 % pro Tag |

Machbares Potenzial: Für das realisierbare Potenzial wird zusätzlich angenommen, dass bestehende Power-to-X-Anlagen in Deutschland direkt mit Haber-Bosch-Anlagen zur

Ammoniakproduktion gekoppelt sind. Der spezifische Wasserstoffbedarf für die Synthese beträgt $1,52 \text{ m}^3_{\text{H}_2}$ pro $\text{m}^3_{\text{NH}_3}$, wodurch eine jährliche Produktion von 7,6 Millionen m^3 grünem Ammoniak möglich wäre. Nach Berücksichtigung der Speicher- und Verdampfungsverluste verbleibt eine effektiv nutzbare Energiemenge von 29,4 GWh. Diese Produktion erfordert einen Stromaufwand von 77,2 GWh. Die potenzielle CO_2 -Einsparung beträgt unter diesen Bedingungen 5.916 Tonnen pro Jahr. Ähnlich wie bei Wasserstoff und anderen erneuerbaren Gasen zeigt sich jedoch, dass die aktuelle Erzeugungskapazität für grünen Ammoniak in Deutschland nicht ausreicht, um den Bedarf vollständig zu decken.

Zudem ist der Strombedarf für eine umfassende Substitution fossiler Brennstoffe durch grünen Ammoniak höher als die derzeitige Kapazität erneuerbarer Energiequellen, was die Notwendigkeit eines weiteren Ausbaus der Power-to-X-Infrastruktur und regenerativen Stromerzeugung verdeutlicht.

Biomethan:

Theoretisches Potenzial: Biomethan weist im Vergleich zu anderen erneuerbaren Gasen den geringsten Strombedarf für die Herstellung auf, Annahmen siehe **Tabelle 3.8**. Der Energieaufwand für die Produktion beträgt lediglich $0,91 \text{ kWh/m}^3$, womit er sogar unter dem für die Speicherung benötigten Stromverbrauch liegt. Basierend auf der verfügbaren Ausfallarbeit könnte theoretisch eine Menge von 6,7 Milliarden m^3_{N} Biomethan produziert werden. Dies liegt unterhalb des gesamten fermentativ erzeugbaren Biomethanpotenzials, das sich aus der verfügbaren Biomasse ergibt [56]. Während der Speicherung gehen aufgrund von Methanschluß etwa 67 Millionen m^3 Biomethan an die Atmosphäre verloren, sodass letztlich eine energetisch nutzbare Menge von 66,5 TWh verbleibt. Dieses theoretische Biomethanpotenzial ist damit etwa 20-mal größer als das Potenzial für grünen Wasserstoff. Durch die vollständige Nutzung dieses Potenzials könnten jährlich bis zu 12 Millionen Tonnen CO_2 eingespart werden. Dabei wurde auch die Treibhausgaswirkung des Methanschluß berücksichtigt, der zu einem zusätzlichen Emissionsäquivalent von 1,2 Millionen Tonnen CO_2 führt. Methan ist ein hochwirksames Treibhausgas mit einem Global Warming Potential (GWP) von 25, sodass selbst geringe Mengen entweichenden Methans eine erhebliche Klimawirkung haben.

Tabelle 3.6: Annahmen für die Biomethanherstellung und -speicherung

| El. Energiebedarf | 0,91 kWh/m ³ _N CH ₄ | Bemerkungen |
|------------------------------------|--|-------------------------|
| NawaRo/Gülle-Anlage | 0,2 kWh/m ³ _N CH ₄ | |
| CO₂-Abschneidung | 0,21 kWh/m ³ _N CH ₄ | 100 % Druckwasserwäsche |
| Speicherung (gasförmig) | 0,5 kWh/m ³ _N CH ₄ | |
| Verluste (gasförmig) | 1 % | |
| Speicherung | 1 % | |

Machbares Potenzial: Die derzeitige technisch realisierbare Produktion von Biomethan in Deutschland basiert auf 232 Biogasanlagen mit Aufbereitungseinrichtungen zur Einspeisung ins Erdgasnetz. Diese Anlagen haben eine Gesamtproduktionskapazität von 146.959 m³/h [94]. Unter der Annahme einer durchschnittlichen Volllaststundenzahl von 7.000 Stunden pro Jahr ergibt sich eine jährliche Produktion von etwa einer Milliarde m³ Biomethan.

Daraus resultiert eine jährliche nutzbare Energiemenge von 10,2 TWh, die mit einem Stromverbrauch von 0,9 TWh gedeckt werden kann. Dies entspricht lediglich 0,19 % des deutschen Bruttostromverbrauchs im Jahr 2020 [2]. Die Substitution fossilen Erdgases durch Biomethan ermöglicht eine CO₂-Reduktion von bis zu 1,8 Millionen Tonnen pro Jahr, was einer 4,0 %igen Senkung der CO₂-Emissionen im Industrie- und Wärmesektor entspricht. Trotz des erheblichen Potenzials von Biomethan zeigt die Analyse, dass die verfügbare Infrastruktur und Biomasseverfügbarkeit die tatsächliche Produktion stark limitieren. Der weitere Ausbau von Biogasanlagen und Aufbereitungskapazitäten könnte das machbare Potenzial deutlich steigern, allerdings unterliegt die Rohstoffverfügbarkeit natürlichen und wirtschaftlichen Einschränkungen.

Thermochemisches SNG:

Theoretisches Potenzial: Die Herstellung von synthetischem Erdgas (SNG) aus Biomassevergasung erfordert einen elektrischen Energieaufwand von 1,45 kWh_{el}/m³_{SNG}, wobei zwei Drittel dieses Energieverbrauchs auf die Methanisierung entfallen. Nach Berücksichtigung der Speicherverluste kann aus der verfügbaren Biomasse eine maximale Jahresproduktion von 3 Milliarden m³ SNG erreicht werden. Da für SNG und Biomethan gleiche Heizwerte angenommen werden, liegt die resultierende theoretische Energiemenge nach Abschluss der gesamten Prozesskette bei ca. 31 TWh. Der Einsatz von SNG aus erneuerbaren Quellen könnte damit eine CO₂-Reduktion von 12,3 % bewirken, was einer Einsparung von 5,6 Millionen Tonnen CO₂ pro Jahr entspricht. Die getroffenen Annahmen sind in **Tabelle 3.9** enthalten

Tabelle 3.7: Annahmen für die thermochemische SNG-Herstellung und Speicherung

| El. Energiebedarf | 1,95 kWh/m ³ _N CH ₄ | Bemerkungen |
|-------------------------------|--|----------------------------------|
| Vergasung | 0,1 kWh/m ³ _N CH ₄ | |
| Methanisierung | 0,95 kWh/m ³ _N CH ₄ | |
| CO ₂ -Abschneidung | 0,4 kWh/m ³ _N CH ₄ | 100 % Druckwechseladsorption PSA |
| Speicherung (gasförmig) | 0,5 kWh/m ³ _N CH ₄ | |
| Verluste (gasförmig) | 1 % | |
| Speicherung | 1 % | |

Machbares Potenzial: Die tatsächlich installierte Leistung der thermochemischen Biomassevergasung lag in Deutschland bis 2016 bei 34 MW_{el}, verteilt auf etwa 415 Anlagen [62]. Unter der Annahme einer Volllastbetriebszeit von 8.000 Stunden pro Jahr ergibt sich eine jährliche

Produktionskapazität von 187,5 Millionen m^3_{N} SNG, was nur 6 % des theoretisch möglichen Potenzials ausmacht. Während der Speicherung treten Methanschleupfverluste von 1,9 Millionen m^3 auf, wodurch die tatsächliche nutzbare Energiemenge weiter reduziert wird. Die sich daraus ergebende machbare CO_2 -Einsparung beträgt 338.524 Tonnen CO_2 pro Jahr. Für die Umsetzung dieses Szenarios wäre ein Strombedarf von 365 GWh aus erneuerbaren Energien erforderlich. Dies verdeutlicht, dass die technische Verfügbarkeit und Skalierbarkeit der Biomassevergasung derzeit eine signifikante Einschränkung für das vollständige Ausschöpfen des Potenzials von SNG als erneuerbarem Brennstoff darstellen.

Elektrochemisches SNG:

Theoretisches Potenzial: Die Herstellung von synthetischem Erdgas (SNG) durch elektrochemische Verfahren ist mit einem spezifischen Energiebedarf von $22,03 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3_{\text{SNG}}$ die energieintensivste Methode zur Erzeugung erneuerbarer Brenngase, Annahmen siehe **Tabelle 3.10**. Der größte Teil des Stromverbrauchs entfällt auf die Elektrolyse zur Wasserstoffherzeugung, während die anschließende Methanisierung mit CO_2 vergleichsweise geringe energetische Anforderungen stellt. Für die Berechnung wird angenommen, dass das für die Methanisierung erforderliche CO_2 aus einer nahegelegenen Biogasanlage stammt, wodurch zusätzliche Emissionen vermieden werden. Nach der Speicherung und Berücksichtigung der Prozessverluste beträgt die resultierende energetisch verfügbare Menge an SNG rund 2,7 TWh. Durch den vollständigen Ersatz fossilen Erdgases könnten damit jährlich bis zu 500.000 Tonnen CO_2 -Emissionen vermieden werden.

Tabelle 3.8: Annahmen für die elektrochemische SNG-Herstellung und Speicherung

| El. Energiebedarf | 22,53 kWh/ m^3_{N} CH_4 | Bemerkungen |
|-----------------------------|--|-----------------------------|
| Power-to- H_2 | 21,7 kWh/ m^3_{N} CH_4 | 50 % AEL und 50 % PEMEL |
| CO_2 -Transport | 0 kWh/ m^3_{N} CH_4 | |
| Methanisierung | 0,12 kWh/ m^3_{N} CH_4 | |
| CO_2 -Abschneidung | 0,21 kWh/ m^3_{N} CH_4 | 100 % Druckwasserwäsche DWW |
| Speicherung (gasförmig) | 0,5 kWh/ m^3_{N} CH_4 | |
| Verluste (gasförmig) | 1 % | |
| Speicherung | 1 % | |

Machbares Potenzial: Die aktuelle Power-to- CH_4 -Infrastruktur in Deutschland ist noch stark begrenzt. Derzeit sind lediglich 10 Anlagen in Betrieb, die in der ersten Stufe der Methanisierung eine jährliche Produktionskapazität von 4,6 Millionen m^3_{SNG} aufweisen [59]. Unter Berücksichtigung eines idealen spezifischen Wasserstoffbedarfs von $4,01 \text{ m}^3_{\text{H}_2}$ pro m^3_{SNG} und nach Berücksichtigung der Speicherverluste bleibt eine effektiv nutzbare Menge von 1,1 Millionen m^3_{SNG} übrig. Dies entspricht einer klimaneutralen Energiemenge von etwa 11 GWh,

wodurch 2.828 Tonnen CO₂ eingespart werden könnten. Für die gesamte Prozesskette, einschließlich der Elektrolyse, Methanisierung und Speicherung, wäre ein Strombedarf von 25,7 GWh erforderlich. Diese Zahlen verdeutlichen, dass die technische Verfügbarkeit und Skalierbarkeit elektrochemischer Power-to-CH₄-Prozesse aktuell noch stark begrenzt ist und ein erheblicher Ausbau der Power-to-X-Infrastruktur sowie der erneuerbaren Stromerzeugung notwendig wäre, um das volle Potenzial dieser Technologie auszuschöpfen.

3.1.4 Bewertung der Analyse und Potenzialermittlung

Basierend auf den gesammelten Daten wird ein Vergleich der erneuerbaren Gase hinsichtlich ihrer Herstellungseffizienz, des Strombedarfs und der Gesamtwirkungsgrade durchgeführt. Die Wasserstoffproduktion mittels Elektrolyse weist die kürzeste Prozesskette auf und kann einen Gesamtwirkungsgrad von bis zu 86 % erreichen (siehe **Abbildung 3.16**). Der Strombedarf für die Herstellung liegt mit 3,6 - 6,8 kWh/m³H₂ im mittleren Bereich (siehe **Abbildung 3.17**).

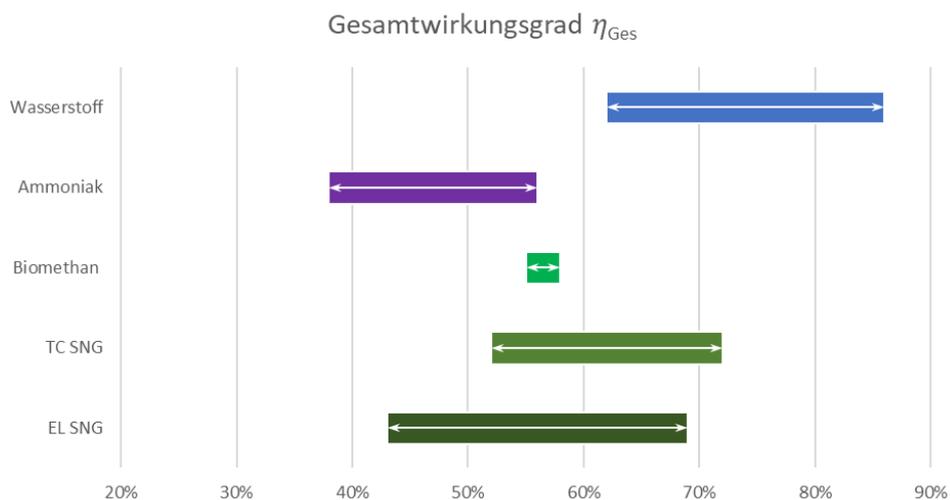


Abbildung 3.16: Gesamtwirkungsgrade der Herstellung [Quelle: GWI]

Die Ammoniaksynthese ist aufgrund des Haber-Bosch-Verfahrens deutlich energieintensiver, weshalb der Gesamtwirkungsgrad mit 38 - 56 % am niedrigsten ist. Zudem ist der Strombedarf mit bis zu 12,5 kWh/m³NH₃ vergleichsweise hoch. Die Herstellung von SNG durch Wasserelektrolyse erreicht aufgrund der hohen Effizienz der Methanisierung einen maximalen Wirkungsgrad von 69 %. Allerdings ist der Wasserstoffbedarf für die Methanisierung rund 2,5-mal höher als für die Ammoniaksynthese, was zu einem Strombedarf von 15 - 24,19 kWh/m³SNG führt, dem höchsten aller betrachteten Optionen.

Die Produktion von Biomethan hat den geringsten spezifischen Stromverbrauch aller erneuerbaren Gase. Allerdings hängt der Energiebedarf stark von der Art des Gärsubstrats ab. Besonders bei der Nutzung von Abfallstoffen kann der Stromverbrauch signifikant ansteigen. Zudem treten bei der Vergärung Energieverluste von bis zu 30 % auf, da ein Teil der Energie als Wärme in die Umgebung abgegeben wird. Der Gesamtwirkungsgrad liegt mit 55 - 58 % im mittleren Bereich.

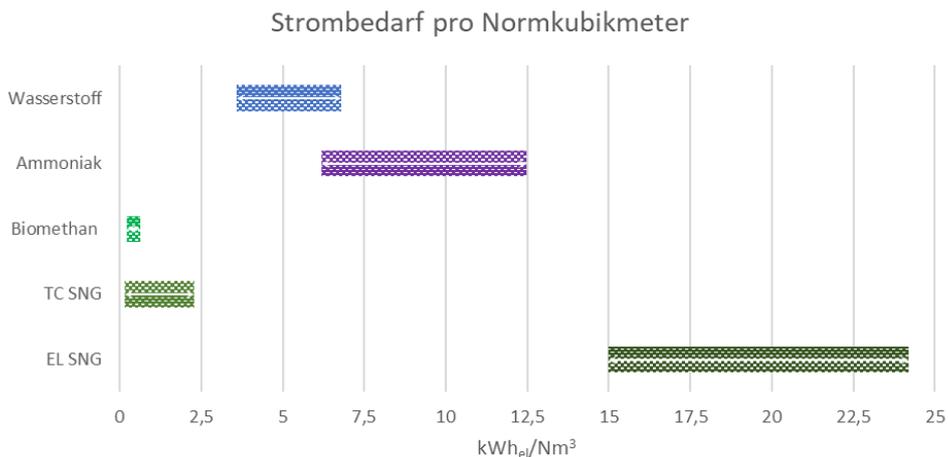


Abbildung 3.17: Strombedarf bei der Herstellung [Quelle: GWI]

Das thermochemisch hergestellte SNG kann je nach Vergasungstyp einen Kaltgaswirkungsgrad von bis zu 72 % erreichen und damit mit der Wasserstoff-Prozesskette konkurrieren. Zudem ist der Stromverbrauch mit maximal 2,28 kWh/m³_{SNG} vergleichsweise gering. Die Speichertechnologien unterscheiden sich je nach Gas erheblich. Wasserstoff kann direkt ins Erdgasnetz eingespeist werden, wobei bereits Projekte zur Beimischung von bis zu 20 Vol.-% H₂ in bestehenden Netzen laufen [63]. Die deutsche Untertage-Erdgasspeicherkapazität betrug im Jahr 2021 etwa 24 Milliarden Kubikmeter [64]. Allerdings reduziert eine steigende Wasserstoffkonzentration den Brennwert des Gemischs. Eine aufwändigere, aber energiedichtere Speicherform ist die Verflüssigung von Wasserstoff, bei der jedoch erhebliche Verdampfungsverluste auftreten. Diese Verluste sind auf den großen Temperaturunterschied zwischen flüssigem Wasserstoff (-253 °C) und Umgebungstemperatur zurückzuführen. Im Gegensatz dazu kann Ammoniak mit wesentlich geringerem Energieaufwand verflüssigt und gespeichert werden. Die Verdampfungsverluste sind deutlich geringer als bei Wasserstoff oder Methan. Allerdings wird für die Wiederverdampfung ca. 6 % des eigenen Brennwertes benötigt. Biomethan und SNG können nach einer Konditionierung auf Erdgasqualität vollständig ins Gasnetz eingespeist werden. Die Verflüssigung ist aufgrund der niedrigen Temperaturanforderungen (-162 °C) sehr energieintensiv und eignet sich eher für den Transport als für die stationäre Speicherung. Für die Gasspeicherung hat Methan durch das bestehende Erdgasnetz einen strukturellen Vorteil. Ammoniak bietet in flüssiger Form eine effiziente Lösung, weist jedoch eine nachteilige Wirkungsgradkette in der Herstellung auf.

Die Berechnung des CO₂-Einsparpotenzials berücksichtigt sowohl die Herstellung als auch die Speicherung der Gase. Das theoretische Potenzial übersteigt die aktuellen Produktionskapazitäten der Anlagen um das 7- bis 100-Fache. Aufgrund der großen Biomasseverfügbarkeit und des geringen Strombedarfs weisen Biomethan und thermochemisch erzeugtes SNG die höchsten Einsparpotenziale auf. Biomethan könnte jährlich bis zu 12 Millionen Tonnen CO₂ einsparen, während SNG 5,6 Millionen Tonnen CO₂ vermeiden würde. Die übrigen Prozessketten, die auf Elektrolyse basieren, sind im Vergleich deutlich ineffizienter. Sie könnten theoretisch

nur 1,0 bis 1,4 % der CO₂-Emissionen aus der Nutzung von Erdgas in der Industrie kompensieren. Das machbare Potenzial für Biomethan (1,9 Millionen Tonnen CO₂-Einsparung) übersteigt sogar das theoretische Potenzial aller elektrolytischen Prozessketten. Dies zeigt, dass Biome- than trotz begrenzter Produktion eine effiziente Dekarbonisierungsstrategie darstellt. Aller- dings erfordert die vollständige Ausschöpfung dieses Potenzials eine Strommenge von ca. 0,9 TWh aus erneuerbaren Quellen. Dennoch bleibt der Strombedarf pro Tonne eingespartem CO₂ mit 504 kWh der niedrigste aller betrachteten Optionen (siehe **Abbildung 3.18**).

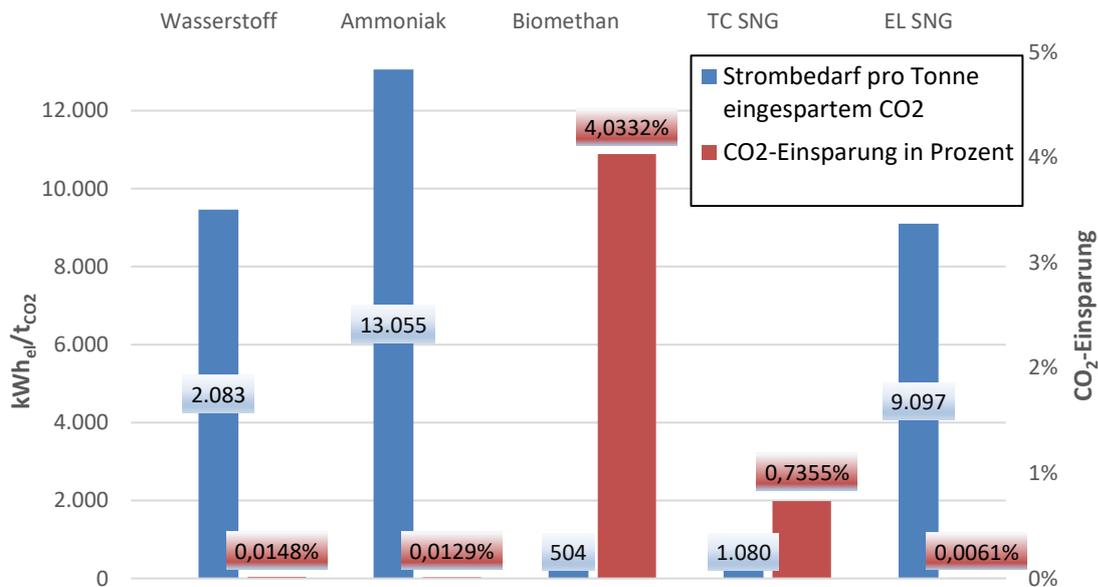


Abbildung 3.18: ermitteltes CO₂-Einsparungspotenzial und Strombedarf pro Tonne eingespartem CO₂ [Quelle: GWI]

Im Gegensatz dazu wäre Ammoniak die energieaufwendigste Option unter den elektrochemischen Prozessen. Die CO₂-Einsparungen sind durch den hohen Strombedarf für die Wasserstoff- und Ammoniakproduktion begrenzt. Insgesamt sind die derzeitigen CO₂-Einsparpotenziale dieser Prozessketten sehr gering und stark von der Verfügbarkeit erneuerbaren Stroms abhängig. Deutschland wird daher weiterhin einen Großteil seines Energiebedarfs importieren müssen.

Erweiterte Potenzialermittlung für 2030:

Die Bundesregierung verfolgt in ihrer Nationalen Wasserstoffstrategie das Ziel, die Power-to-Gas-Kapazitäten bis 2030 auf 5 GW_{el} auszubauen. Dies erfordert eine erhebliche Erweiterung der Wind- und Photovoltaikanlagen [65]. Um das zukünftige Potenzial zu bewerten, wird eine Prognose für das Jahr 2030 erstellt. Da es für Biomethan und thermochemisches SNG bislang keine offiziellen Ausbaupläne gibt, wird für diese Gase eine Kapazitätsannahme auf dem Niveau von 2021 getroffen. Trotz möglicher Effizienzsteigerungen in den Produktionsanlagen werden die gleichen Strombedarfswerte und Verluste wie in der vorherigen Analyse

verwendet. Unter der Annahme von 4.000 Volllaststunden pro Jahr stehen für 2030 etwa 20 TWh Strom aus erneuerbaren Quellen zur Verfügung. Diese Energie kann zur Produktion von Wasserstoff, Ammoniak und SNG genutzt werden. Dies entspricht einer jährlichen Wasserstoffproduktion von 11,3 TWh. Nach Berücksichtigung der Treibhauspotenziale der einzelnen Gase, die durch Speicherverluste in die Atmosphäre gelangen, ergeben sich die in **Abbildung 3.19** dargestellten CO₂-Einsparpotenziale.

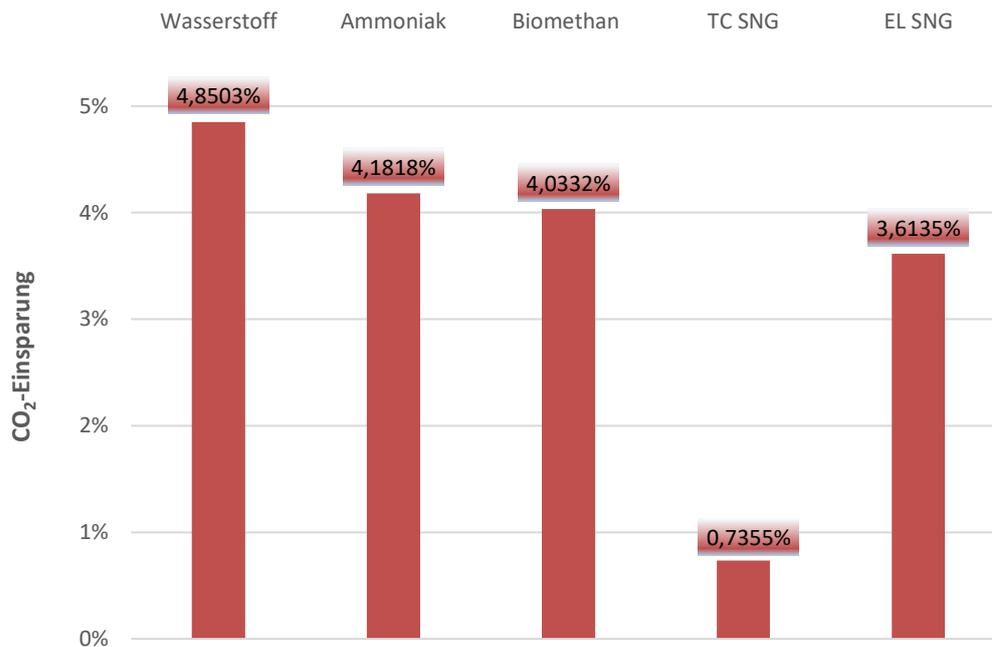


Abbildung 3.19: CO₂-Einsparungspotenzial im Jahr 2030 [Quelle: GWI]

Wasserstoff und Ammoniak bieten 2030 höhere Einsparpotenziale als Biomethan. Allerdings ist ihr Strombedarf wesentlich höher. Während Wasserstoff nach der Herstellung lediglich 3,3 TWh/a für die Speicherung benötigt, steigt der Stromverbrauch für SNG durch Methanisierung und CO₂-Abscheidung auf 7,3 TWh/a. Ammoniak weist aufgrund der Luftzerlegung und Ammoniaksynthese den mit Abstand höchsten Strombedarf von über 23 TWh/a auf. Es ist unwahrscheinlich, dass solche Mengen aus erneuerbaren Quellen gedeckt werden können. Trotz der geplanten Kapazitätssteigerungen im Power-to-Gas-Sektor bleibt der Strommix ein kritischer Faktor, der in dieser Analyse nicht berücksichtigt wurde.

3.2 Verbrennungstechnische Grundlagenuntersuchung

Die Entwicklung eines Brennersystems, das eine sichere und emissionsarme Nutzung unterschiedlicher Brenngase ermöglicht, erfordert ein tiefgehendes Verständnis der jeweiligen Brennstoffcharakteristika. Insbesondere die chemischen und physikalischen Eigenschaften der eingesetzten Gase beeinflussen maßgeblich die Flammenstabilität, die Schadstoffbildung sowie das gesamte Verbrennungsverhalten. Daher wurden im Rahmen dieser

Grundlagenuntersuchung sowohl reaktionskinetische Simulationen als auch experimentelle Analysen für die vier relevanten Grundgase Methan (CH_4), Kohlenmonoxid (CO), Wasserstoff (H_2) und Ammoniak (NH_3) durchgeführt. Die hierbei gewonnenen Erkenntnisse liefern essenzielle Informationen zu Zündverhalten, Flammenstabilität und Emissionscharakteristika dieser Brennstoffe.

Die Ergebnisse dieser Untersuchungen bildeten eine fundamentale Basis für die spätere Entwicklung des Brennersystems. Durch das vertiefte Verständnis der Verbrennungsprozesse konnten gezielt konstruktive Maßnahmen abgeleitet werden, um eine flexible und effiziente Nutzung unterschiedlichster Brenngase in industriellen Anwendungen zu ermöglichen.

3.2.1 Konzeptionierung und Aufbau eines Prüfstandes im Labormaßstab

Im Rahmen des Arbeitsschritts 2.1 wurde ein Prüfstand konzeptioniert. Der installierte Laborbrenner (siehe **Abbildung 3.20**) wurde eigens für die Durchführung der Grundlagenuntersuchungen entwickelt und additiv gefertigt. Die Brenngase und Gemische werden von einer Gasmischanlage bereitgestellt.

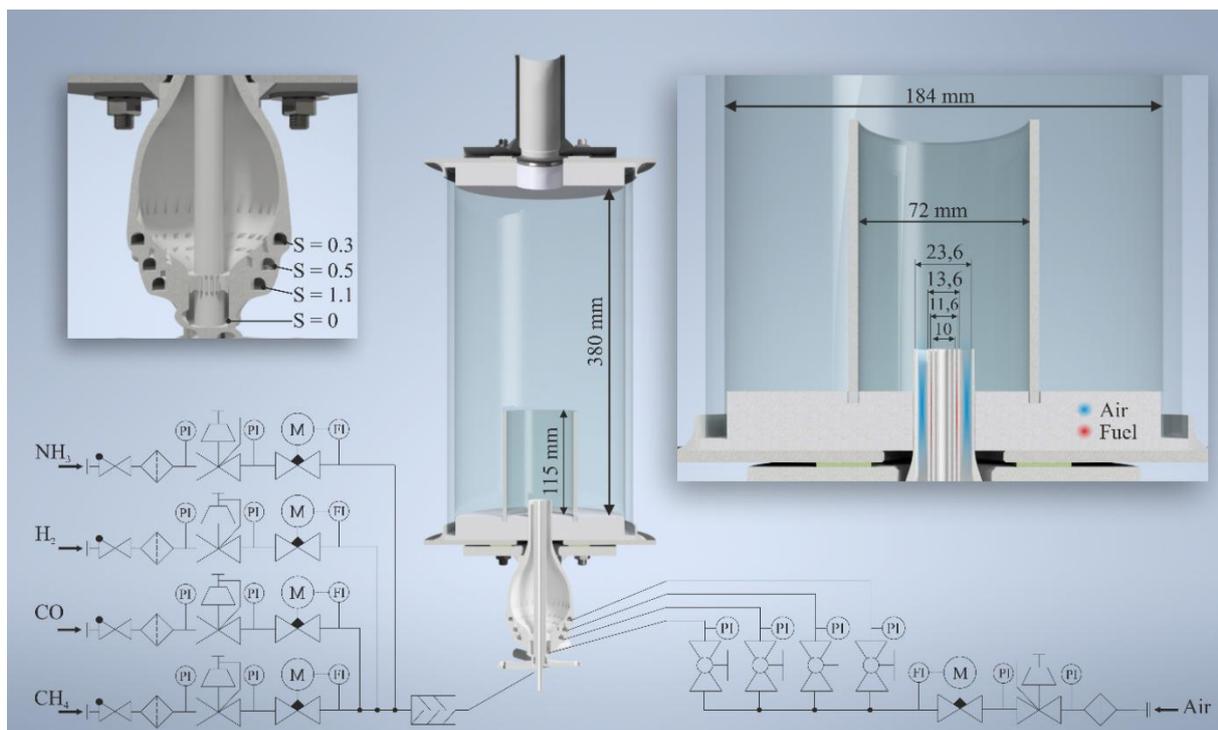


Abbildung 3.20: schematische Darstellung des Prüfstandes mit additiv gefertigtem Laborbrenner [7]

Sowohl die Brenngase als auch die Verbrennungsluft werden mittels MFCs (mass flow controller) geregelt und messtechnisch erfasst. Zur Betrachtung und Dokumentation der jeweiligen Flammen dient eine zylindrische Brennkammer aus Quarzglas. Zur Vermeidung von unverbranntem Ammoniak sowie Kohlenstoffen wird das Abgas in einer nachgeschalteten Brennkammer nachverbrannt. Die **Abbildung 3.20** zeigt den prinzipiellen Aufbau des Laborbrenners. Die aufwändige konstruktive Gestaltung des additiv hergestellten Laborbrenners ermöglicht

eine Vielzahl an Betriebsmodi. Neben der Varianz der Brenngaszufuhr hinsichtlich einer möglichen Aufteilung auf insgesamt drei Ringdüsen ist zudem der Weg der Verbrennungsluft variabel. Zur Untersuchung der Flammenstabilität wurde der Brenner mit vier Luftdüsenätzen ausgestattet, die jeweils über einen unterschiedlichen Düsenanstellwinkel verfügen. Durch eine einfache Umschaltung auf die jeweiligen Düsenätze können damit während des Brennerbetriebs unterschiedliche Drallzahlen (0 / 0,3 / 0,5 / 1,1) eingestellt und infolgedessen direkt die Auswirkung auf die Flammenstabilität beobachtet werden. Der Brenner und die Brennerzuleitung sind so konzeptioniert, dass auch ein Brenngas-Luftgemisch über die Luftkanäle in den Brenner eingebracht werden kann. Zur Detektion von Flammenrückschlägen ist das Luftplenum zusätzlich mit einem Temperatursensor ausgestattet, der bei einem rapiden Temperaturanstieg die Brenngaszufuhr stoppt.

3.2.2 Experimentelle Grundlagenuntersuchung der Verbrennung ausgewählter Gase

In diesem Abschnitt werden die experimentellen Untersuchungen zur Verbrennung von NH_3 in Kombination mit Methan, Wasserstoff und Kohlenmonoxid im Labormaßstab präsentiert. Der volumetrische Ammoniakanteil im binären Brenngasgemisch mit H_2 , CO oder CH_4 (Zusatzgas) ist hierbei wie folgt definiert:

$$x_{\text{NH}_3} = \frac{V_{\text{NH}_3}}{V_{\text{NH}_3} + V_{\text{Zusatzgas}}} \quad (3.10)$$

Ferner gilt für die Drallzahl:

$$S = \frac{\dot{D}}{\dot{I} \cdot R_p} \quad (3.11)$$

Mit \dot{D} = Drehimpulsstrom, \dot{I} = Impulsstrom und R_p = Düsenradius.

Abbildung 3.21 und **Abbildung 3.22** zeigen Flammenbilder für CH_4 - NH_3 - und H_2 - NH_3 -Brennstoffgemische im Bereich $0 \leq x_{\text{NH}_3} \leq 1$ bei einem konstanten Äquivalenzverhältnis von $\Phi = 0,83$. Neben dem NH_3 -Anteil im Brenngas wurde auch die Drallzahl S variiert, um den Einfluss des aerodynamischen Stabilisierungseffekts auf das Flammenverhalten zu untersuchen. Zusätzlich wurde die Verbrennung von CO - NH_3 -Gemischen unter identischen Bedingungen analysiert (siehe **Abbildung 3.23**). Die Ergebnisse zeigen, dass das entwickelte Laborbrennersystem eine vollständige NH_3 -Verbrennung realisieren kann. Neben der Brennstoffzusammensetzung spielt die Drallintensität nachweislich eine entscheidende Rolle für die Flammenform und insbesondere für deren Stabilität. In Versuchsreihen ohne Drall ($S = 0$) konnte keine stabile Flammenbildung realisiert werden, selbst bei der Verbrennung von reinem Methan oder Kohlenmonoxid (siehe **Abbildung 3.21** und **Abbildung 3.23**) etablierte sich keine Flamme. Im Gegensatz dazu erwies sich die Flammenstabilität in Wasserstoff- NH_3 -Gemischen als deutlich robuster: bei Ammoniakgehalten von $x_{\text{NH}_3} \leq 0,7$ konnte stets eine stabile Flamme erzielt werden (**Abbildung 3.22**). Ein Vergleich der einzelnen Brennstoffgemische bei niedriger Drallzahl ($S = 0,3$) zeigt deutliche Unterschiede hinsichtlich Flammenform, Farbe und Stabilität. Während

Methan-Luft-Flammen ausschließlich abgehoben auftreten, bildet sich bei $\text{H}_2\text{-NH}_3$ -Gemischen eine ausgeprägte Flammenwurzel. Auffällig ist hierbei, dass ab einem NH_3 -Anteil von $x_{\text{NH}_3} \geq 0,6$ in Methan sowie bei $x_{\text{NH}_3} \geq 0,7$ in Wasserstoff eine deutliche Instabilität in der Flammenwurzel auftritt. Erst bei höheren Drallzahlen ($S \geq 0,5$) konnte eine konsistente Flammenwurzel beobachtet werden, unabhängig vom Zusatzbrennstoff (H_2 oder CH_4), und dies bis hin zur reinen NH_3 -Verbrennung. Dies legt nahe, dass eine ausreichend hohe Drallintensität notwendig ist, um NH_3 -Flammen innerhalb des untersuchten Brennkammer-Brennerarrangements hinreichend zu stabilisieren. Die Variation der NH_3 -Konzentration beeinflusst nicht nur die Stabilität, sondern auch die Flammenfärbung und -struktur. Bei $\text{CH}_4\text{-NH}_3$ -Gemischen zeigt sich bereits ab einer geringen NH_3 -Zumischung ($x_{\text{NH}_3} \geq 0,05$) eine charakteristische Farbveränderung von der typischen blauen Methanflamme hin zu einer leicht gelblichen Flamme. Mit zunehmendem NH_3 -Anteil verstärkt sich dieser Effekt, wobei ab $x_{\text{NH}_3} \geq 0,6$ eine dunkelgelbe Flamme beobachtet werden kann, vergleichbar mit der Erscheinung einer Diffusionsflamme in einem Ölbrenner. Die Flammenform bleibt über den gesamten Mischungsbereich hinweg konstant, jedoch vergrößert sich das sichtbare Reaktionsvolumen mit zunehmender NH_3 -Konzentration.

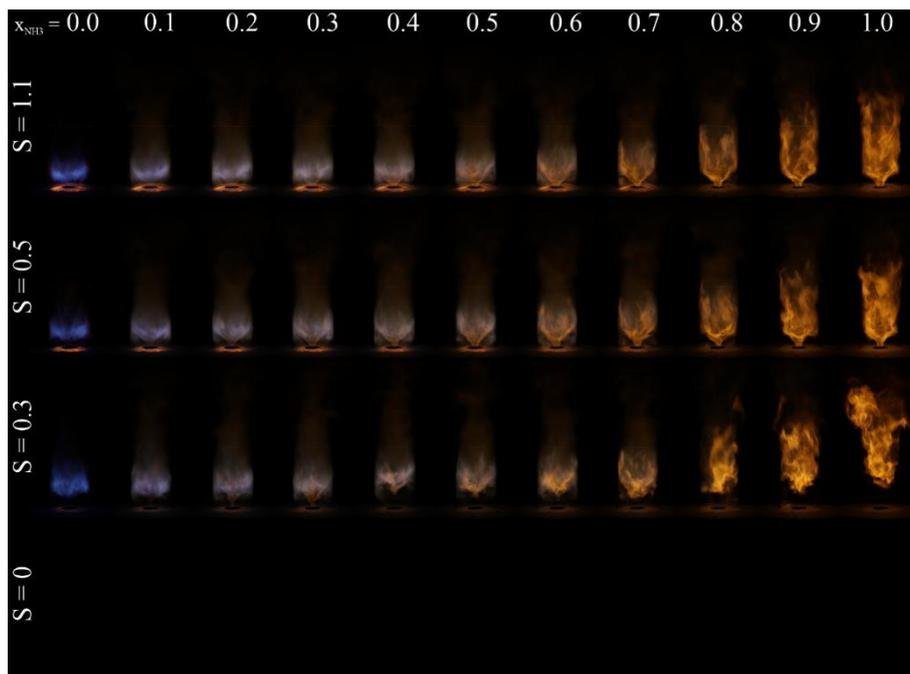


Abbildung 3.21: Aufnahmen von $\text{CH}_4\text{-NH}_3$ -Flammen für verschiedene Ammoniakanteile und unterschiedliche Drallzahlen ($Q_{\text{th}} = 8 \text{ kW}$; $\Phi = 0,83$) [7]

Die Verbrennung von $\text{H}_2\text{-NH}_3$ -Gemischen unterscheidet sich signifikant in Bezug auf Flammenlänge und -form. Bezugnehmend auf die entsprechende Abbildung 3.22 ist vorab zu erwähnen, dass die reine Wasserflamme ($x_{\text{H}_2\text{O}} = 0$) in dieser Darstellung nicht sichtbar ist. Als Grund ist hierbei die für alle Aufnahmen gleichen Aufnahmeeinstellungen (Belichtungszeit, Blendenzahl, etc.) zu nennen. Ferner lassen sich basierend auf der **Abbildung 3.22** zwei Phasen in der Flammenentwicklung identifizieren: In Phase 1 zeigt sich bei moderaten Drallzahlen ($S = 0,5$ und $S = 1,1$) eine leuchtend gelbe Flamme mit einer V-förmigen Basis am Brennermund. Diese

Flammenstruktur bleibt für $S = 0,5$ bis zu $x_{\text{NH}_3} \leq 0,7$ erhalten und für $S = 1,1$ bis zu $x_{\text{NH}_3} \leq 0,6$. In Phase 2, bei höheren NH_3 -Anteilen ($S = 1,1$: $x_{\text{NH}_3} \geq 0,7$, $S = 0,5$: $x_{\text{NH}_3} \geq 0,8$), erfolgt ein Übergang zu einer kompakten Drallflamme, analog zu CH_4 - NH_3 -Gemischen. Die chemische Stabilisierung durch H_2 ist bis zu einem NH_3 -Gehalt von $x_{\text{NH}_3} = 0,6$ deutlich erkennbar, was auf dessen hohe Flammengeschwindigkeit, breite Zündgrenzen und geringe minimale Zündenergie zurückzuführen ist. Ohne Drall führt eine Erhöhung des NH_3 -Gehalts auf $x_{\text{NH}_3} > 0,7$ zum Erlöschen der Flamme.

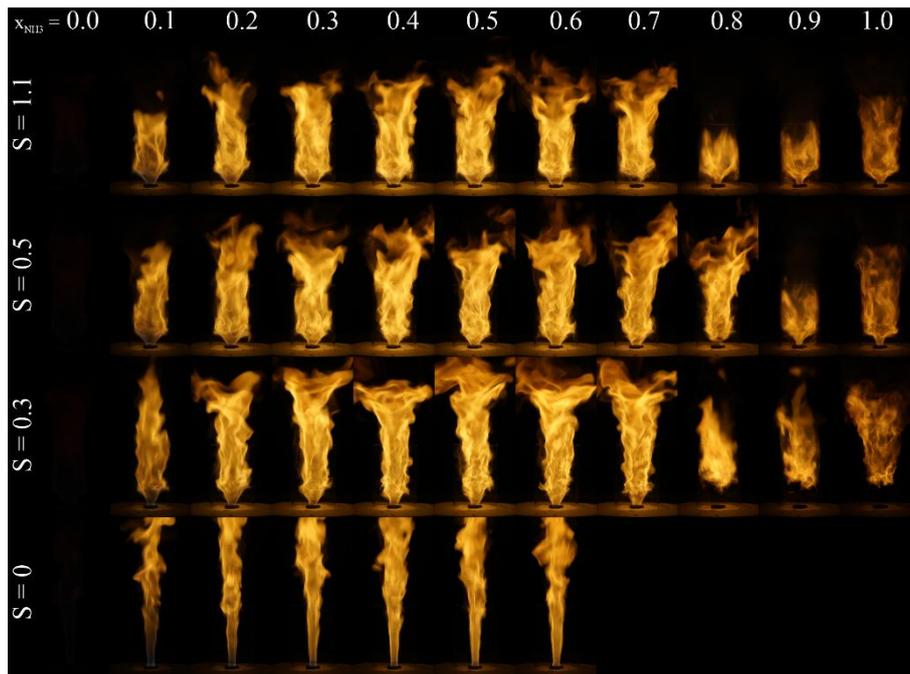


Abbildung 3.22: Aufnahmen von H_2 - NH_3 -Flammen für verschiedene Ammoniakanteile und unterschiedliche Drallzahlen ($Q_{\text{th}} = 8 \text{ kW}$; $\Phi = 0,83$) [7]

Die CO - NH_3 -Verbrennung, **Abbildung 3.23**, zeigt ein gänzlich anderes Verhalten im Vergleich zu den zuvor diskutierten Brennstoffgemischen. Ähnlich wie bei Methan ist eine aerodynamische Stabilisierung erforderlich, um den Verbrennungsprozess aufrechtzuerhalten. Ohne Drall konnte keine Flammenstabilisierung erreicht werden, was sich auch bei niedriger Drallzahl ($S = 0,3$) zeigt, bei der die Flammenbildung derjenigen der CH_4 - NH_3 -Verbrennung ähnelt. Im Gegensatz zu H_2 -haltigen Brennstoffgemischen ist die CO - NH_3 -Flamme unabhängig vom NH_3 -Gehalt äußerst instabil und bleibt stets abgehoben. Erst ab einer Drallzahl von $S \geq 0,5$ zeigt sich eine Strukturänderung, analog zur H_2 - NH_3 -Verbrennung, wobei ab $x_{\text{NH}_3} = 0,8$ ($S = 1,1$) bzw. $x_{\text{NH}_3} = 0,9$ ($S = 0,5$) eine ausgeprägte Drallflamme erkennbar ist. Allerdings war die Übergangsphase in diesen Fällen deutlich weniger stabil als bei H_2 - NH_3 -Gemischen. Ab einem NH_3 -Gehalt von $x_{\text{NH}_3} \geq 0,7$ und Drallzahlen von $S \geq 0,5$ konnte keine stabile Flammenwurzel mehr ausgebildet werden, wodurch die Flammen eine gewisse Fluktuation aufwiesen.

Die Ergebnisse dieser Untersuchungen verdeutlichen, dass die Stabilisierung von NH_3 -Flammen stark von der Drallintensität sowie der Brennstoffzusammensetzung abhängt. Während Wasserstoff eine chemische Stabilisierung bis zu einem NH_3 -Anteil von $x_{\text{NH}_3} = 0,6$ ermöglicht,

zeigen CO-NH₃-Gemische eine deutlich höhere Instabilität. Darüber hinaus legen die experimentellen Daten nahe, dass die alleinige Betrachtung der kritischen Zündverzugszeit als Stabilitätskriterium nicht ausreichend ist und weitere Faktoren wie Zündgrenzen und Flammenausbreitungsgeschwindigkeiten in die Analyse einbezogen werden sollten.

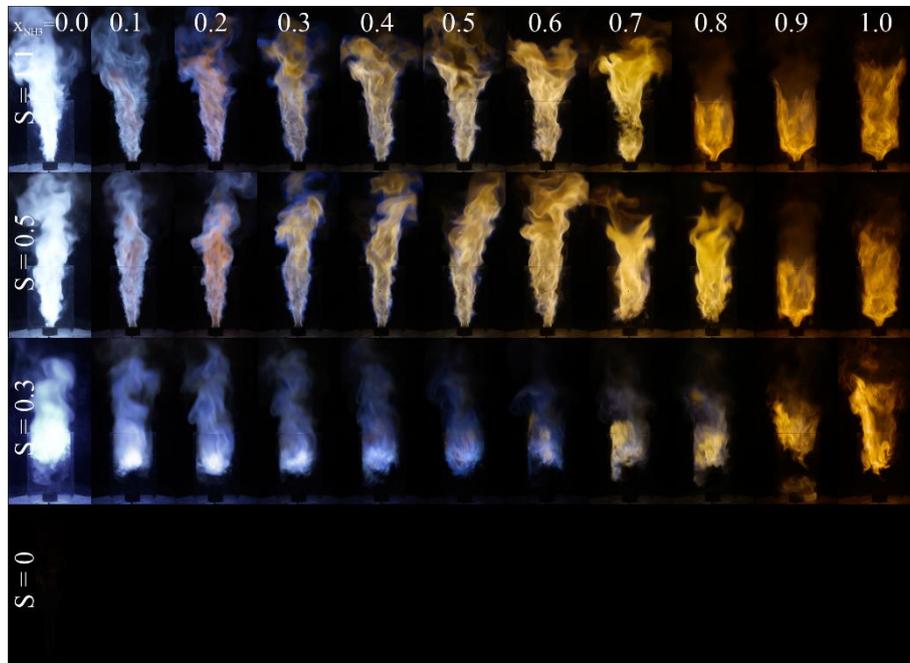


Abbildung 3.23: Aufnahmen von CO-NH₃-Flammen für verschiedene Ammoniakanteile und unterschiedliche Drallzahlen ($Q_{th} = 8 \text{ kW}$; $\Phi = 0,83$) [7]

Neben der Flammenstabilität wurde in den experimentellen Untersuchungen auch die Bildung relevanter Schadstoffe analysiert, mit besonderem Fokus auf die resultierenden NO_x-Emissionen im Abgas. Um die Vergleichbarkeit der NO_x-Emissionen bei verschiedenen Brennstoffzusammensetzungen zu gewährleisten, ist die Wahl einer geeigneten Bewertungsgröße erforderlich. Daher werden nachfolgend ausschließlich NO_x-Emissionen [mg/kWh] betrachtet. Die Umrechnung der gemessenen NO_x-Konzentration [ppm] auf den entsprechenden Wert in [mg/kWh] erfolgt gemäß EN 267 [66] und ist in Gleichung 3.12 dargestellt.

$$NO_X = NO_{meas} \cdot 2,056 \cdot \left(\frac{21}{21 - O_{2,meas}} \right) \cdot \left(\frac{V_{FG,dry,min}}{H_i} \right) \quad (3.12)$$

Mit $O_{2,meas}$ und $NO_{X,meas}$ für die gemessene Sauerstoff- sowie NO_x-Konzentration im Rauchgas, H_i für den Heizwert des Brennstoffs und $V_{FG,dry,min}$ minimale trockene Abgasvolumen.

Die experimentellen Untersuchungen zeigen, dass die NO_x-Emissionen stark von der Brennstoffzusammensetzung, dem Äquivalenzverhältnis und der Drallintensität abhängen. Bei der Verbrennung von CH₄, H₂ und CO dominiert grundsätzlich der thermische NO_x-Bildungsmechanismus, dessen Bildungsrate mit steigender Flammentemperatur zunimmt. Wie in der **Abbildung 3.24** zu erkennen ist, sind die NO_x-Emission insbesondere bei den Brenngasen mit

hoher adiabater Flammentemperatur (H_2 , CO) höher als bei der Verbrennung von Methan. Ferner ist festzustellen, dass die NO_x -Emission unabhängig von der Verwendung des Brenngases (CH_4 , H_2 , CO) bereits bei geringer Zumischung von Ammoniak deutlich steigt (siehe **Abbildung 3.24**). Der im Ammoniak gebundene Stickstoff erweitert die vorhandenen NO -Bildungsmechanismen um den Brennstoff- NO -Pfad und verändert die NO_x -Bildung offensichtlich drastisch.

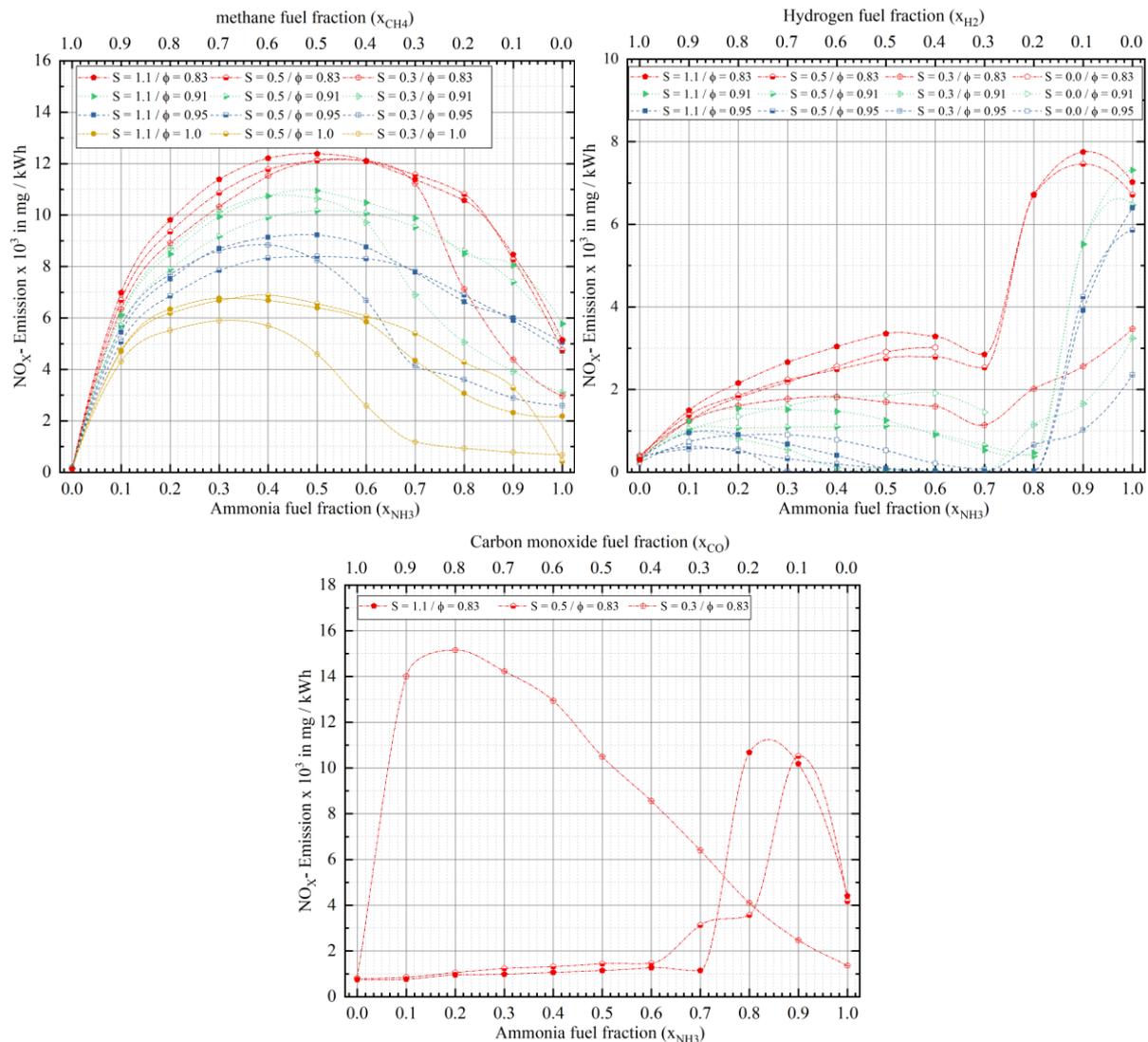


Abbildung 3.24: resultierende NO_x -Emissionen bei der Verbrennung von unterschiedlichen Binärgemischen bestehend aus Ammoniak, Wasserstoff, Kohlenmonoxid und Methan in Abhängigkeit der Drallzahl und des eingestellten Äquivalenzverhältnisses bei $\dot{Q}_{th} = 8$ kW und $T_{Ofen,mittel} \approx 800$ °C [7]

Die Messungen zeigen ferner eine starke Abhängigkeit der Schadstoffbildung von der Flammenstruktur. Insbesondere bei H_2 - NH_3 - und CO - NH_3 -Brennstoffgemischen zeigen sich signifikante Unterschiede in der NO_x -Emission in Abhängigkeit von der Flammenform. Geringe NH_3 -Zumischungen führen im Vergleich zur Verbrennung konventioneller Brenngase zu einem starken Anstieg der NO_x -Konzentrationen, wobei das Emissionsmaximum im mittleren Zumischbereich ($0,3 \leq x_{NH_3} \leq 0,6$) beobachtet wurde. Erst bei höheren NH_3 -Gehalten konnten die NO_x -Emissionen wieder reduziert werden, insbesondere bei erhöhter Luftzahl. Untersuchungen

zur Luftstufung haben darüber hinaus gezeigt, dass eine gezielte Steuerung der Sauerstoffzufuhr eine deutliche Reduktion der NO_x -Emissionen ermöglicht. In den experimentellen Untersuchungen wurden durch die Zugabe von Sekundärluft Reduktionen von bis zu 70 % erreicht, wobei bereits ein Sekundärluftanteil von 15 % zu einem signifikanten Rückgang der Emissionen führte.

Zusammenfassend verdeutlichen die Ergebnisse, dass NH_3 grundsätzlich als Brenngas geeignet ist, jedoch konstruktive Maßnahmen oder die Zugabe eines zusätzlichen Brenngases erforderlich sind, um eine stabile Verbrennung zu gewährleisten. Die NO_x -Emissionen sind stark von der NH_3 -Konzentration, dem Äquivalenzverhältnis und der Flammenstruktur abhängig. Zudem zeigt sich, dass für eine optimale Betriebsweise ein Kompromiss zwischen niedrigen NO_x -Emissionen und moderaten NH_3 - und N_2O -Emissionen gefunden werden muss. Weitere Details und eine ausführliche Analyse der Ergebnisse sind in der Veröffentlichung im Journal Fuel [7] zu finden.

3.2.3 Reaktionskinetische Simulation von Verbrennungsprozessen ausgewählter Gase

Analog zur experimentellen Untersuchung der genannten Brenngasgemische wurden zudem reaktionskinetische Untersuchungen durchgeführt. Es wurden sowohl die jeweiligen Einzelgase als auch sinnvolle Mischungen daraus untersucht. Die **Abbildung 3.25** zeigt die Ergebnisse der Simulation hinsichtlich der Änderung der laminaren Flammgeschwindigkeiten in Abhängigkeit des Brenngases und des Äquivalenzverhältnisses.

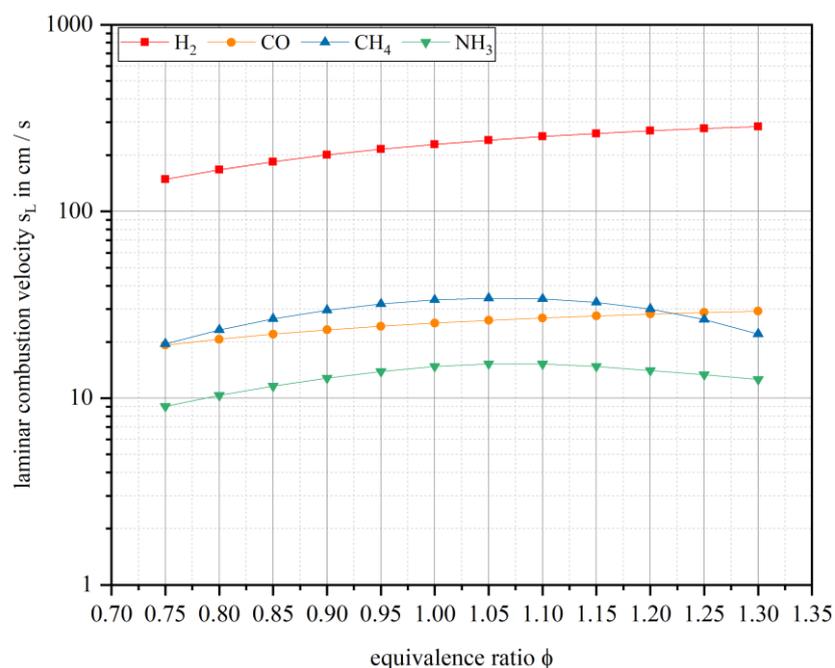


Abbildung 3.25: laminare Verbrennung Geschwindigkeiten von H_2 , CH_4 , CO und NH_3 in Abhängigkeit vom Äquivalenzverhältnis ϕ [7]

Wie deutlich zu erkennen ist, liegt die laminare Flammgeschwindigkeit von Ammoniak deutlich unter der von Wasserstoff und Methan. Auch die weiteren reaktionskinetischen

Untersuchungen der Zündverzugszeit (**Abbildung 3.26**) lassen auf ein nachteiliges Verbrennungsverhalten von Ammoniak schließen. Ferner konnte jedoch durch die Untersuchungen festgestellt werden, dass bereits geringfügige Beimischungen von CO, H₂ oder CH₄ dies kompensieren.

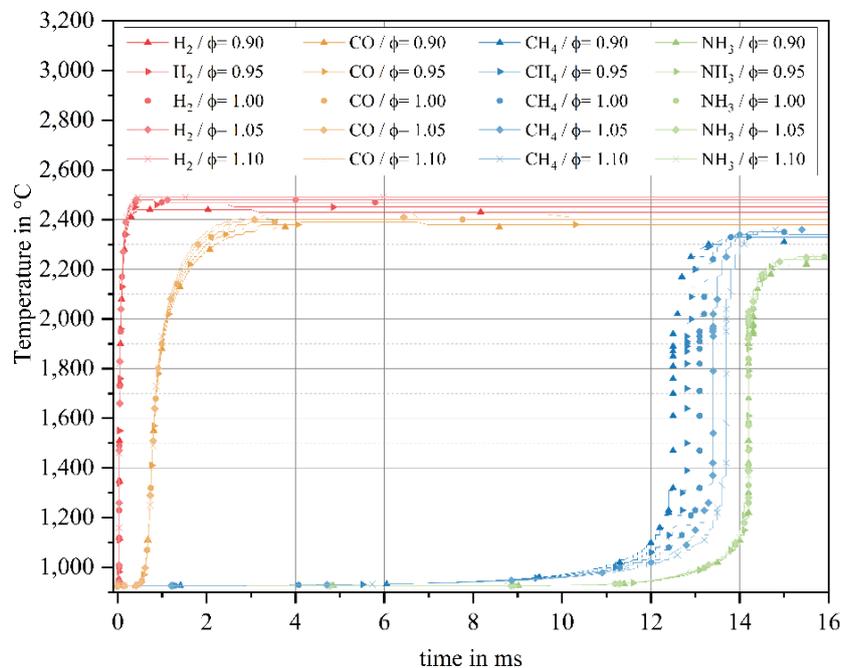


Abbildung 3.26: Selbstzündungsverzögerungszeiten von H₂, CH₄, CO und NH₃ in Abhängigkeit vom Äquivalenzverhältnis ϕ [7]

3.3 Entwicklung eines flexiblen Brennersystems

Das primäre Ziel dieses Projekts bestand in der Entwicklung eines innovativen Brennersystems, das eine hohe Brenngas- und Lastflexibilität aufweist und somit zur Reduktion von fossilem CO₂ beiträgt. Dies soll durch die Nutzung von Gasen erneuerbaren Ursprungs sowie industriellen Prozessgasen realisiert werden, die bisher nur eingeschränkt oder gar nicht verwertbar sind. Ein zentraler Aspekt der Entwicklung lag in der Flexibilität des Brennersystems selbst. Durch das nachfolgend beschriebene Konzept ist der Brenner in der Lage sowohl mit konventionellen als auch mit alternativen Brenngasen zuverlässig und emissionsarm betrieben werden zu können. Damit leistet das System einen wichtigen Beitrag zur Dekarbonisierung industrieller Thermoprozesse und zur Effizienzsteigerung bestehender Anlagen.

3.3.1 Entwicklung einer variablen Düsengeometrie

Im Rahmen der Forschungsarbeiten wurde ein Brenner- bzw. Düsenkonzept entwickelt, welches eine gezielte Steuerung der Massenströme von Brenngas und Luft auf verschiedene Austrittsbereiche am Brennermund ermöglicht. Wie schematisch in **Abbildung 3.27** dargestellt, setzt sich das Brennersystem aus einer zentralen Düse sowie vier ringförmigen Flächen zusammen. Die Düse und zwei der umliegenden Ringspalte sind für die Modulation der

Brenngasfläche vorgesehen (siehe **Abbildung 3.27**, rot markierte Bereiche), während die blau gekennzeichneten Ringspalte der Luftzufuhr dienen. Mittels vorgeschalteter Regelventile lässt sich der Massenstrom für jede der fünf Flächen gezielt steuern. Durch die individuelle Verteilung der Luft- und Brenngasmassenströme auf die jeweiligen Ringspalte und die zentrale Düse können unterschiedliche Strömungsgeschwindigkeiten am Austritt erzeugt werden.

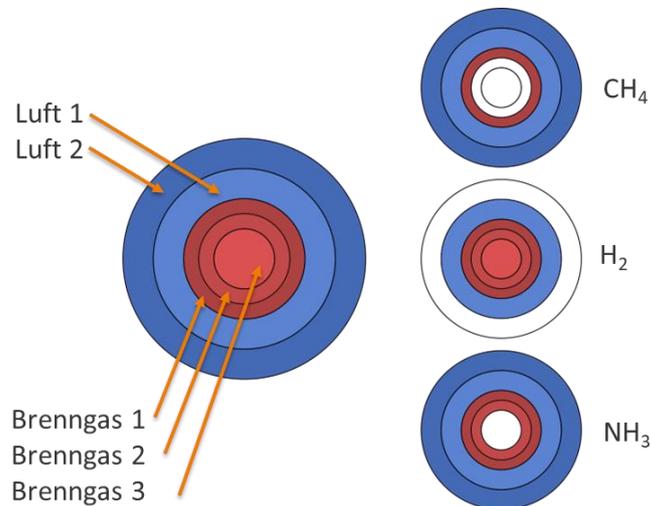


Abbildung 3.27: schematisches Prinzip der Brenngas- und Luftaustrittsflächen (Quelle: GWI)

Die Varianz der Massenstromverteilung hat mitunter den Vorteil, dass durch das gezielte Umverteilen der jeweiligen Luft-, bzw. Brenngasmengen direkt auf die Austrittsgeschwindigkeiten (w) am Brennermund und damit Einfluss auf die Impulsströme (\dot{I}) sowie auf das Verhältnis

$$\frac{\dot{I}'_L}{\dot{I}'_B} = \frac{\dot{m}_L \cdot w'_L}{\dot{m}_B \cdot w'_B} \quad (3.13)$$

Einfluss (siehe Gl. 3.13) genommen werden kann.

Für den Referenzzustand wurden die Brenngas- und Luftmengen so verteilt, dass jeweils konstante Austrittsgeschwindigkeiten an den einzelnen Medienaustrittsflächen resultieren (siehe **Abbildung 3.28**, oben). Bedingt durch Vorgabe einer konstanten Brennerleistung und Luftzahl weichen die resultierenden Austrittsgeschwindigkeiten der Medien der Ammoniak- und Wasserstoffverbrennung deutlich von denen der Methanverbrennung ab. Wird zudem das Verhältnis vom Luftimpulsstrom zum Brenngasimpulsstrom betrachtet (**Abbildung 3.28**, unten), nimmt die relative Abweichungen nochmals deutlich zu. Durch die gleichen Austrittsgeschwindigkeiten im Referenzfall verhält sich der Brenner analog zu einem kommerziellen Brenner, der mit Gasen unterschiedlicher Heizwerte beaufschlagt wird. Durch die geometrische Flexibilität des neu entwickelten Brenners besteht hingegen die Möglichkeit, aktiv Einfluss auf die Massenstromverteilung und damit auf das Strömungsfeld zu nehmen. Strömungstechnisch ist die Anforderung eines Brenngaswechsels mit einem Brenner Scale-up zu vergleichen, da die lokalen Strömungsverhältnisse in beiden Fällen möglichst ähnlich sein sollen. Für ein Brenner

Scale-up ist es gängige Praxis sich sogenannter Ähnlichkeitskriterien zu bedienen. Das Kriterium der konstanten Eintritts-Impulsstromverhältnis liefert hierzu einen hilfreichen Ansatz [1][2]:

$$\frac{\dot{i}'_L}{\dot{i}'_B} = \frac{\dot{i}''_L}{\dot{i}''_B} \quad (3.14)$$

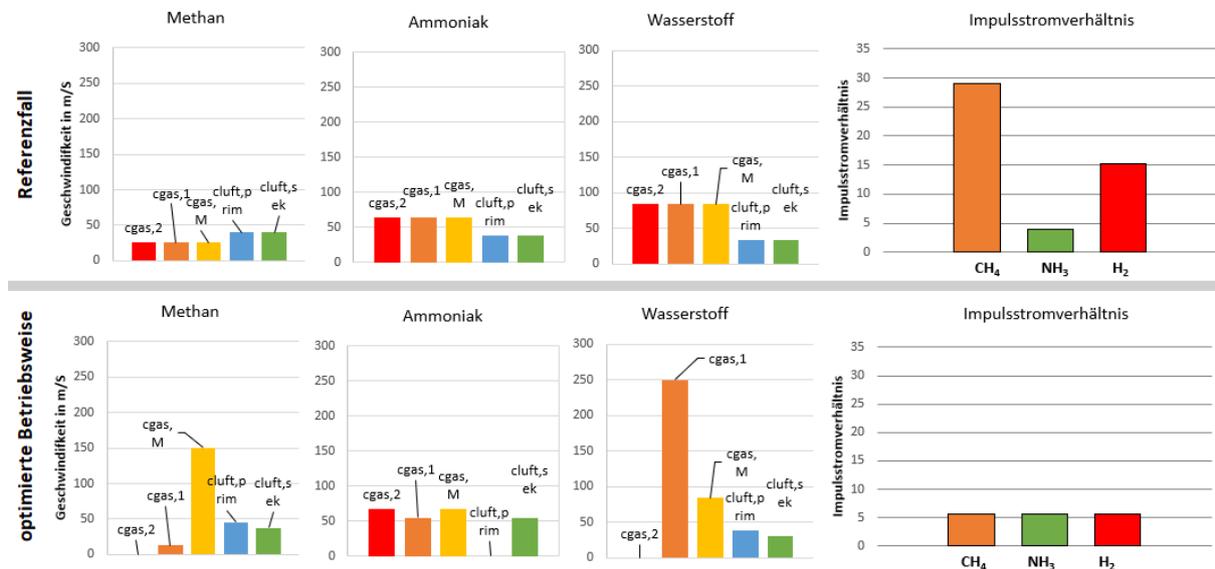


Abbildung 3.28: Vergleich der resultierenden Austrittsgeschwindigkeiten und Impulsstromverhältnisse bei Verwendung verschiedener Brenngase (Quelle: GWI)

Ein wesentlicher Vorteil dieser flexiblen Regelung beider Medienströme (Luft und Brenngas) liegt in der Möglichkeit, das Impulsstromverhältnis auch bei variierenden Brenngaszusammensetzungen, Luftverhältnissen und Lastzuständen konstant zu halten. Anhand des o.g. Beispiels (siehe **Abbildung 3.28**) ist zeigt sich rein rechnerisch der Einfluss der Massenstromanpassung der jeweiligen Austrittsflächen hinsichtlich der resultierenden Austrittsgeschwindigkeiten sowie der Impulsstromverhältnisse. Wie in der **Abbildung 3.28** zu erkennen, ist die Herstellung eines konstanten Impulsstromverhältnisses über die bereits beschriebene Methode grundsätzlich erzielbar. Allerdings wird neben der Einhaltung moderater Austrittsgeschwindigkeiten die Komplexität mit zunehmender Anzahl und der jeweiligen Brenngascharakteristik gesteigert. Um die erforderlichen Massenströme von Luft und Brenngas zu bestimmen, die das Kriterium eines konstanten Impulsstromverhältnisses erfüllen, wurde im Rahmen der Entwicklung ein Algorithmus erstellt. Dieser Algorithmus generiert – basierend auf den Betriebsparametern, der Geometrie und den verwendeten Brenngasen – einen Datensatz, der alle möglichen Kombinationen der Massenstromverteilung von Luft und Brenngas auf die jeweiligen Austrittsflächen umfasst. Die **Abbildung 3.29** zeigt alle berechneten Kombinationen bzw. die Kombinations-ID in Abhängigkeit des resultierenden Impulsstromverhältnisses. Hierbei wurden bei konstanter Leistung und gleicher Luftzahl alle Kombinationen aus den oben genannten fünf Variablen auf gleiche Impulsstromverhältnisse geprüft und ein Datensatz

erstellt. Der Basisdatensatz enthält bei der Rechnung mit sechs Gasen 3.121.506 Zeilen. Durch eine anschließende Prüfprozedur konnte in diesem konkreten Fall (**Abbildung 3.29**) der Datensatz auf 21.594 Zeilen reduziert werden. Innerhalb dieser Datenbank sind für jedes der genannten Gase somit Massenstromverteilungskombinationen enthalten, die den Zielwert hinsichtlich des Impulsstromverhältnisse rechnerisch erreichen.

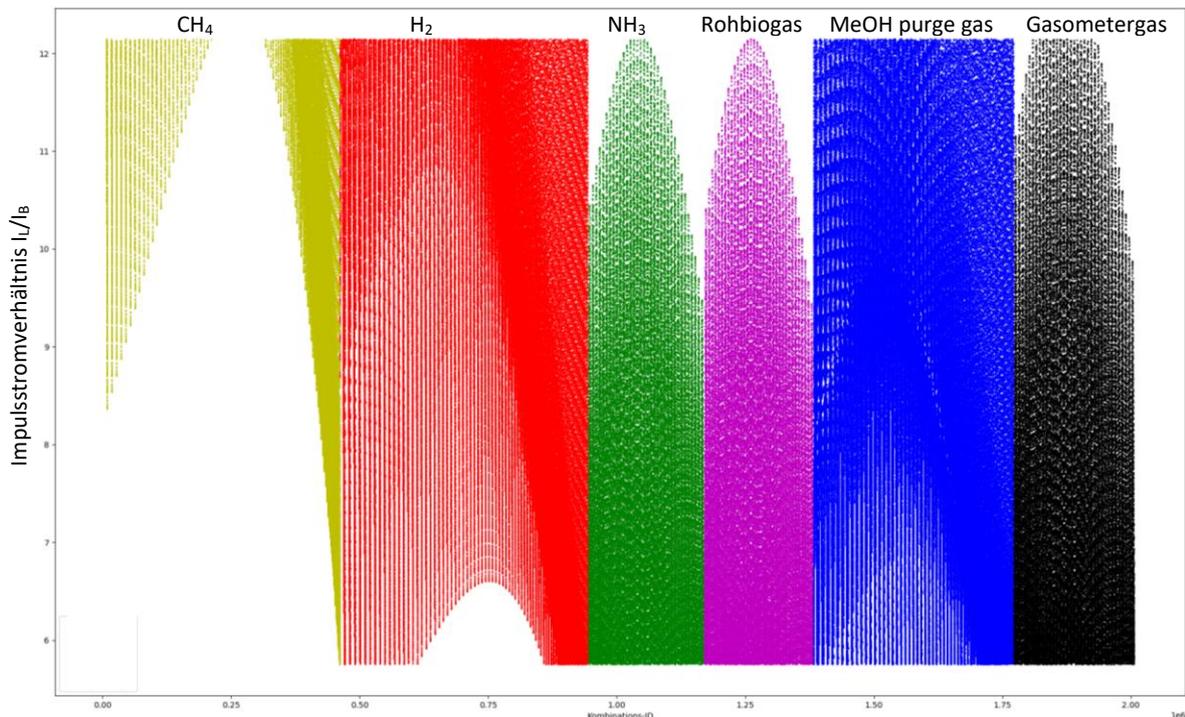


Abbildung 3.29: Datensatz zur Ermittlung gleicher Impulsstromverhältnisse für sechs verschiedene Brenngase (Quelle: GWI)

Während die Variabilität der Massenstromverteilung primär auf eine hohe Brenngasdiversität und eine Maximierung des Lastbereiches abzielt, spielt grundsätzlich bei einem Verbrennungsprozess neben der Flammenstabilität das Schadstoffbildungsverhalten stets eine große Rolle. Wie bereits im Abschnitt 3.2 beschrieben ist die NO_x -Bildung ist mitunter stark von den (verbrennungstechnischen) Eigenschaften des jeweiligen Brenngases abhängig und insbesondere bei der Verbrennung von ammoniakhaltigen Brenngasen vergleichsweise hoch. Aufgrund dessen wurde bei der Konstruktion ein besonderes Augenmerk auf die Implementierung von primären NO_x -Minderungsmaßnahmen sowie auf Flammenstabilität gelegt.

3.3.2 Untersuchung und Auswahl geeigneter Fertigungsverfahren

Im Rahmen dieses Arbeitsschritts wurden verschiedene Fertigungsverfahren hinsichtlich ihrer Eignung für die Herstellung des Brennersystems analysiert. Dabei wurden sowohl additive Fertigungsverfahren (3D-Druck) als auch konventionelle Herstellungsverfahren, einschließlich Dreh- und Fräsbearbeitung sowie Schmelzschweißtechniken, evaluiert. Die ursprüngliche Planung sah vor, die maßgeblichen Komponenten des Brennersystems mittels additiver Fertigung herzustellen, während die Anschlüsse für die notwendige Peripherie durch standardisierte,

am Markt erhältliche Rohrkomponenten sowie konventionelle Schweißverfahren ergänzt werden sollten. Allerdings erwies sich die Kombination dieser beiden Fertigungsmethoden in der praktischen Umsetzung als herausfordernd. Die wesentlichen Vorteile des 3D-Drucks, insbesondere die geometrische Gestaltungsfreiheit und die Möglichkeit zur platzsparenden Bauweise, führten zu Inkompatibilitäten mit konventionell gefertigten Anschlusskomponenten, da die erforderlichen Querschnitte und Schweißnahtabstände nicht realisiert werden konnten. Eine Anpassung der Geometrie zur Ermöglichung der Schweißverbindungen hätte die kompakten Abmessungen des Brennersystems nachteilig beeinflusst. Zusätzlich stellte sich heraus, dass die Verfügbarkeit industrieller 3D-Drucksysteme weiterhin begrenzt ist. Dies ist insbesondere im Hinblick auf die geplante spätere industrielle Anwendung von Bedeutung. Während für die experimentellen Untersuchungen eine Brennerleistung von 180 kW gewählt wurde, um kosteneffiziente Tests an den Versuchsofen des GWI durchzuführen, liegen die Leistungsbereiche der für eine industrielle Umsetzung potenziell relevanten Brennersysteme (z. B. Friedrich Ley GmbH) typischerweise zwischen 2 und 10 MW. Eine entsprechende Hochskalierung des Brennersystems würde zu Bauteilabmessungen führen, die für marktübliche 3D-Drucksysteme nicht umsetzbar wären, oder zu prohibitiv hohen Fertigungskosten führen. Aufgrund dieser Erkenntnisse wurde entschieden, auf eine konventionelle Fertigungsstrategie umzusteigen.

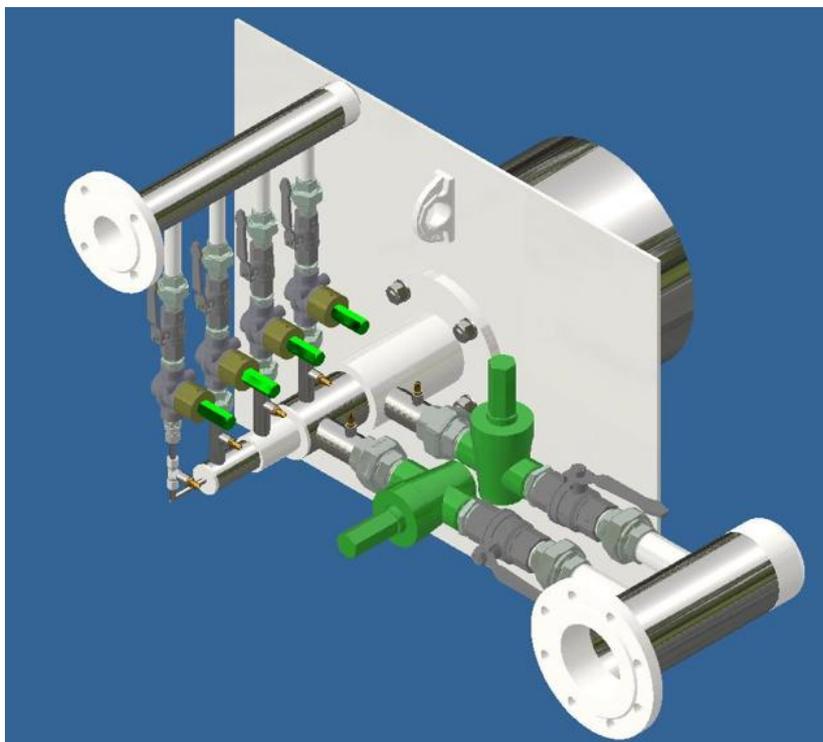


Abbildung 3.30: Brennerkonstruktion; Blick auf die Anschlussleitungen (Quelle: Friedrich Ley GmbH)

Dazu wurden die ursprünglich für den 3D-Druck konzipierten Geometrien entsprechend modifiziert, um eine präzise und wirtschaftliche Herstellung mittels konventioneller Dreh- und Fräsbearbeitung sowie Schweißtechniken zu ermöglichen. Besonders herausfordernd war

hierbei die geringe Baugröße des Brennersystems. Allerdings wird erwartet, dass diese Herausforderungen bei einer Hochskalierung des Systems relativiert werden. Während die Fertigung mit additiven Verfahren innerhalb dieses Projekts kosteneffizient hätte realisiert werden können, wären bei einer Skalierung des Systems höhere Fertigungskosten und Einschränkungen bei der Herstellbarkeit im Vergleich zum konventionellen Verfahren zu erwarten. Das final entwickelte Brennersystem (siehe

Abbildung 3.30) besteht im Wesentlichen aus Drehteilen für die Düse und den Drallerzeuger, innenliegenden Rohrleitungen sowie marktverfügbare Rohrkomponenten, die mittels Schmelzschweißverfahren miteinander verbunden wurden.

3.3.3 Materialauswahl und Konstruktion

Für die Materialauswahl wurden bewährte Werkstoffe herangezogen, die bereits in industriellen Anwendungen der Friedrich Ley GmbH erprobt sind. Der vordere Brennerbereich, der hohen thermischen Belastungen ausgesetzt ist, besteht aus dem hochtemperaturbeständigen Werkstoff 1.4828, einem austenitischen Chrom-Nickel-Stahl. Dieser zeichnet sich durch eine hohe Anwendungsgrenze, exzellente Zunderbeständigkeit sowie gute Zerspanbarkeit aus und ist daher für den Einsatz in Hochtemperaturanwendungen besonders geeignet. Die zuführenden Rohrleitungen bestehen überwiegend aus P235GH (1.0345), einem warmfesten Druckbehälterstahl mit hervorragender Schweißbarkeit. Dieser Werkstoff wird primär für die Herstellung von Kesseln, Druckbehältern und Rohrleitungen verwendet, die für den Transport heißer Fluide ausgelegt sind. Zur präzisen Steuerung der Massenströme wurden in den Versorgungsleitungen spezifische Mengeneinstellarmaturen integriert, die eine exakte Regulierung der gewünschten Durchflussmengen ermöglichen. Zusätzlich verfügt jeder Versorgungsstrang über manuelle Absperrmöglichkeiten mittels handelsüblicher Kugelhähne, um eine flexible und sichere Betriebsweise zu gewährleisten. Es bleibt an dieser Stelle zu erwähnen, dass sich für die ersten experimentellen Untersuchungen des Prototypen bewusst für manuelle Einstellarmaturen entschieden wurde. Im Rahmen der Automatisierung des Brennerbetriebs war bereits im Entwicklungsprozess die Implementierung von entsprechendem MSR-Equipment für eine spätere Produktentwicklung vorgesehen.

3.4 Untersuchung des flexiblen Brennersystems

Zur Untersuchung und Bewertung des entwickelten Brennersystems in Bezug auf Flammenstabilität, Lastverhalten und Emissionen wurden umfangreiche experimentelle Tests in einem Hochtemperaturversuchssofen durchgeführt. Die Hochtemperaturanlage sowie die zugehörige und optionale Anlagenperipherie sind in der **Abbildung 3.31** schematisch dargestellt. Im Rahmen der experimentellen Untersuchungen des neu entwickelten Brenners am Hochtemperaturversuchssofen wurde zunächst überprüft, ob das Konzept der Brennstoffflexibilität ausreichend funktioniert und ein stabiler Betrieb mit den zuvor beschriebenen, teils stark unterschiedlichen Brenngasen gewährleistet werden kann. Ein weiterer zentraler Aspekt dieser Untersuchungen war – wie bereits in Kapitel 3.2 erläutert – die Analyse der Flammenstabilität

sowie des Emissionsverhaltens bei der Verbrennung von Ammoniak. Analog zu den Experimenten mit dem Laborbrenner (siehe Kapitel 3.2.2) wurden binäre Ammoniak-Gemische mit Wasserstoff und Erdgas hergestellt und sowohl mit dem neu entwickelten Brennersystem als auch mit einem konventionellen Brenner messtechnisch erfasst.

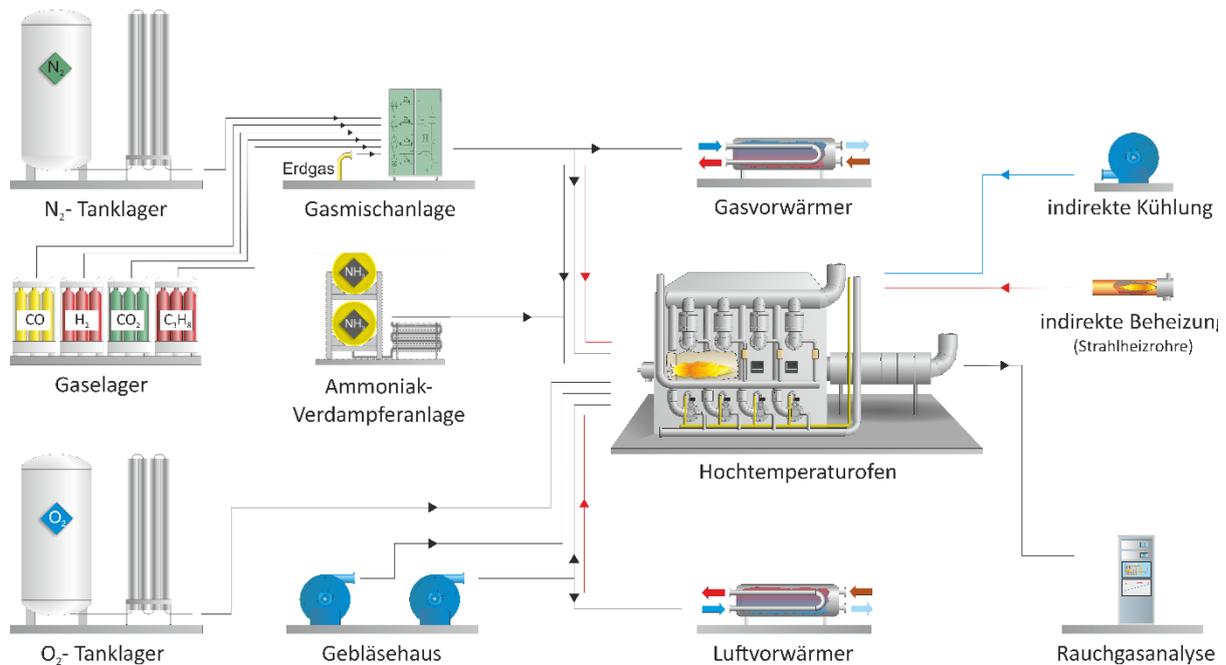


Abbildung 3.31: Schema der Hochtemperaturversuchsanlage „Nassheuer Ofen“ und der Anlagenperipherie (Quelle: GWI)

Als Referenz diente hierbei ein handelsüblicher Industriebrenner des Typs BIC (**Abbildung 3.32**), der im Rahmen der Untersuchungen zur Brenngasflexibilität als Vergleichsbrenner herangezogen wurde. Dies ermöglichte eine Bewertung der Schadstoffemissionen und der Leistungsfähigkeit des neu entwickelten Brennersystems.



Abbildung 3.32: teilvorgemischter Brenner mit Flammrohr aus SIC für die Verbrennung von Erdgas (Quelle: Honeywell)

Bei dem untersuchten Industriebrenner handelt es sich um einen Erdgasbrenner für eine Nennleistung von 180 kW. Der Brenner wurde bewusst ausgewählt, da dieser sich in vorhergehenden experimentellen Versuchsreihen insbesondere mit wasserstoffhaltigen Gasen bewährt hat [67], [68].

3.4.1 Beschreibung der untersuchten Brenngase

Im Rahmen der experimentellen Untersuchungen wurden insgesamt sieben Brenngase betrachtet. Neben Erdgas H, Wasserstoff, Rohbiogas, Ammoniak wurden die Brenner zudem mit ausgewählten Prozessgasen aus der Stahlerzeugung sowie der chemischen Industrie untersucht. Die **Abbildung 3.33** stellt einen Vergleich hinsichtlich der jeweiligen chemischen Zusammensetzung her. Neben den erneuerbar erzeugbaren Gasen (H_2 , NH_3 und Biogas) ist zudem Erdgas H als Referenzbrenngas vorhanden. Hierbei sei zu erwähnen, dass das Erdgas aufgrund seiner chemischen Zusammensetzung auch durch die erneuerbar erzeugbaren Gase SNG (eng: synthetic natural gas) und Biomethan zu ersetzen ist und damit im Rahmen der Versuche somit eine Vergleichbarkeit schafft.

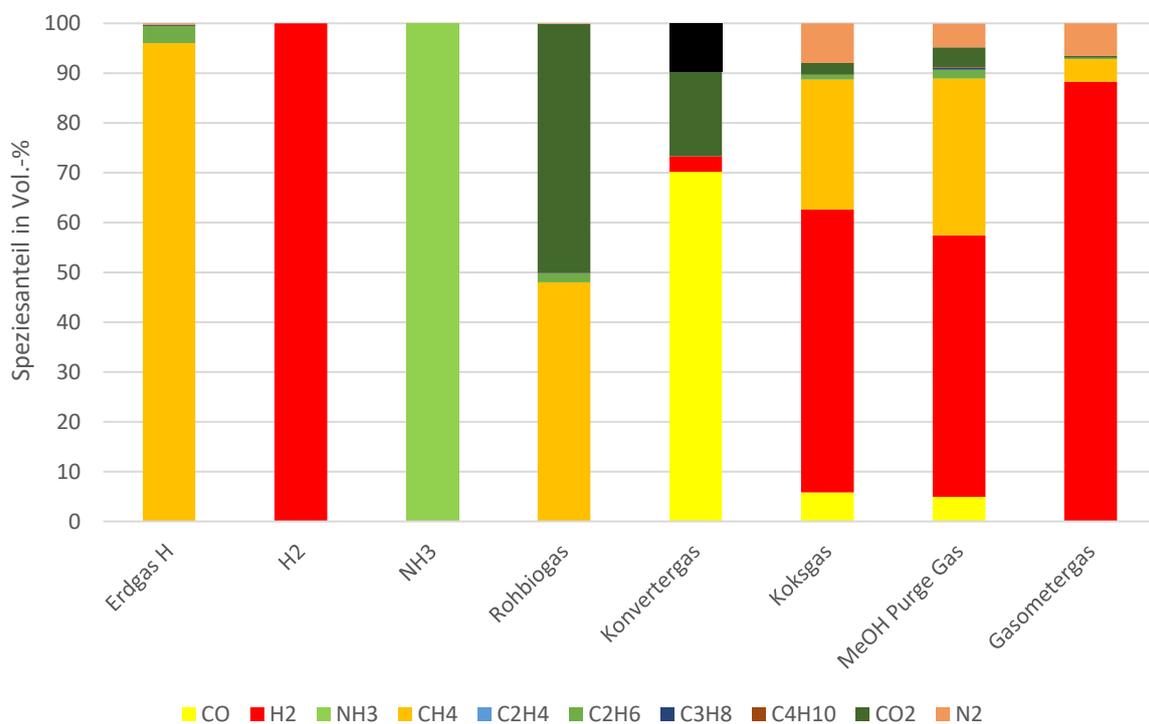


Abbildung 3.33: Vergleich der Brenngaszusammensetzung ausgewählter Gase (Quelle: GWI)

Für die exemplarische Abbildung von Prozessgasen wurden stellvertretend für den Stahlbereich das Koks(-ofen)gas und das Konvertergas der Brenngasmatrix hinzugefügt. Bedingt durch die im Vorhaben mitwirkenden assoziierten Projektpartner wurden zudem zwei Gase aus zwei unterschiedlichen Prozessen der chemischen Industrie betrachtet: Gasometergas, ein Zwischenproduktgas aus der Fettalkoholherstellung und das MeOH purge gas, ein Spülgas, welches im Prozess der Methanol-Herstellung zwangsläufig anfällt. Wie anhand der **Abbildung 3.33** bereits zu erkennen ist, sind die Brenngaszusammensetzungen von Koksgas und dem MeOH purge gas sehr vergleichbar. Die annähernde Vergleichbarkeit bestätigt sich bei der Betrachtung der jeweiligen Brenngascharakteristik (siehe **Abbildung 3.34**): sowohl der Heizwert als auch die Normdichte beider Brenngase weichen nur geringfügig voneinander ab. Lediglich der Mindestluftbedarf des Koksgases liegt in etwa 8,5 % unter dem Wert des MeOH

pure gases. Aufgrund der Vergleichbarkeit der genannten Brenngase wurde im Rahmen der Brenngasmatrix auf die Untersuchung von Koksgas verzichtet. Nachfolgend wird dementsprechend nur MeOH pure gas Erwähnung finden. Im Zuge des Vergleichs der untersuchten Brenngase zeigt sich anhand der **Abbildung 3.33** und **Abbildung 3.34** die deutliche Diversität hinsichtlich der Brenngaszusammensetzung und der jeweiligen Brenngascharakteristik. Unter Berücksichtigung der Ergebnisse der reaktionskinetischen Untersuchungen (siehe Abschnitt 3.2.3) ist dementsprechend von einem abweichendem Flammenstabilitäts- und Schadstoffbildungsverhalten auszugehen.

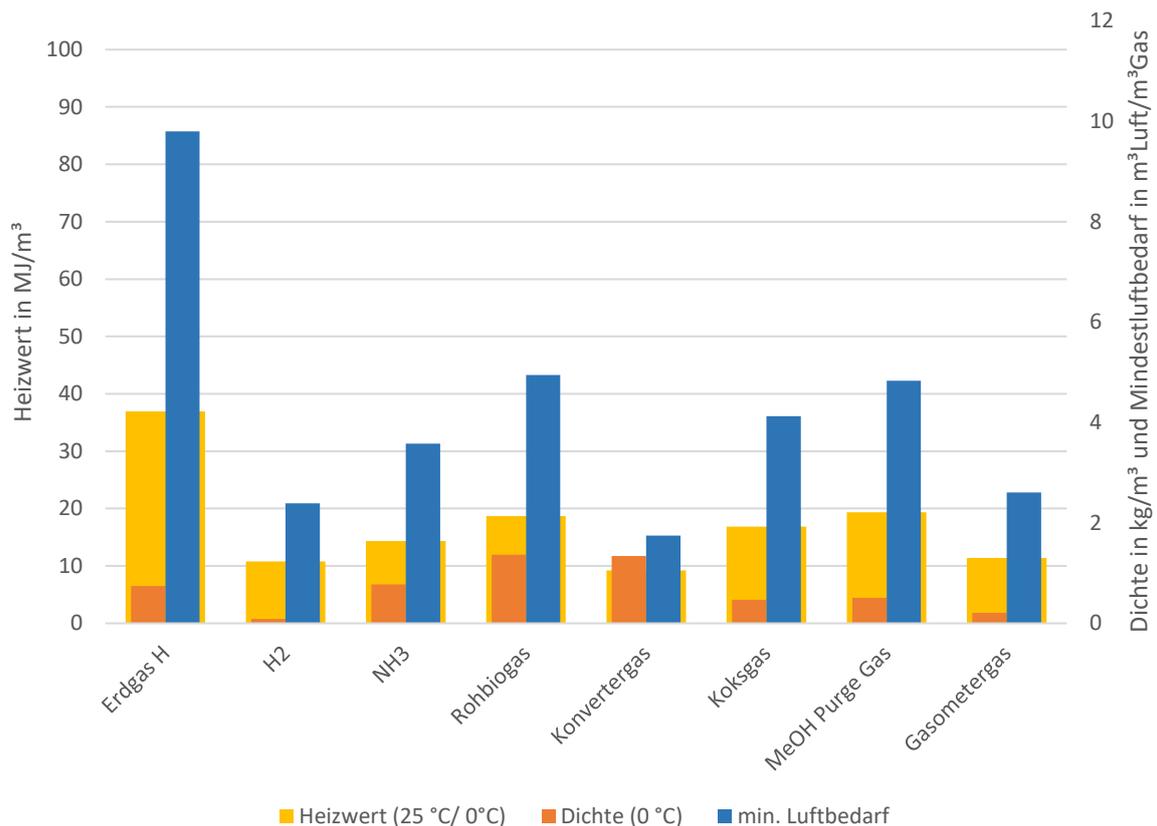


Abbildung 3.34: Brenngascharakterisierung ausgewählter Gase (Quelle: GWI)

3.4.2 Beschreibung der Versuche am Hochtemperaturversuchssofen

Wie bereits im vorhergehenden Abschnitt erläutert wurde, wurden sowohl das neu entwickelte Brennersystem als auch ein Referenzbrennersystem mit den oben genannten Brenngasen betrieben. Die **Abbildung 3.35** zeigt exemplarisch die unterschiedliche Flammenausprägung bei der Verbrennung von insgesamt fünf Brenngasen. Es sei an dieser Stelle zu erwähnen, dass mit dem dargestellten Brenner (BIC) in der untersuchten Konfiguration weder eine stabile Verbrennung von Rohbiogas noch von reinem Ammoniak möglich gewesen ist. In beiden Fällen führte dies zu einem hohen Anteil an unverbrannten Brenngasbestandteilen im Abgas. Es war jedoch zu beobachten, dass die in der **Abbildung 3.35** genannten Brenngase sich mit einer Ausnahme (Konvertergas) stabil und sicher verbrennen ließen. Bei der Verbrennung von Konvertergas stabilisierte sich eine Flamme außerhalb, des dafür vorgesehenen Flammenrohrs

und etablierte sich fluktuierend vor dem Brennermund (siehe **Abbildung 3.35**). Im Gegensatz hierzu war der Betrieb mit Erdgas, Wasserstoff sowie mit den wasserstoffhaltigen Brenngasen (MeOH purge gas und Gasometergas) ohne Einschränkung möglich. Unter vergleichbaren Randbedingungen konnte beim Betrieb des neu entwickelten BrEEga-Brenners eine grundsätzliche Tauglichkeit zur Verbrennung von allen sieben Brenngasen festgestellt werden, wobei zu erwähnen bleibt, dass sowohl die Verbrennung von Rohbiogas als auch von Ammoniak ausschließlich im flammenlosen Modus (eng.: MILD-Combustion) realisierbar war. Eine ausführlichere Beschreibung der Verbrennung von Ammoniak folgt im Abschnitt 3.4.3.

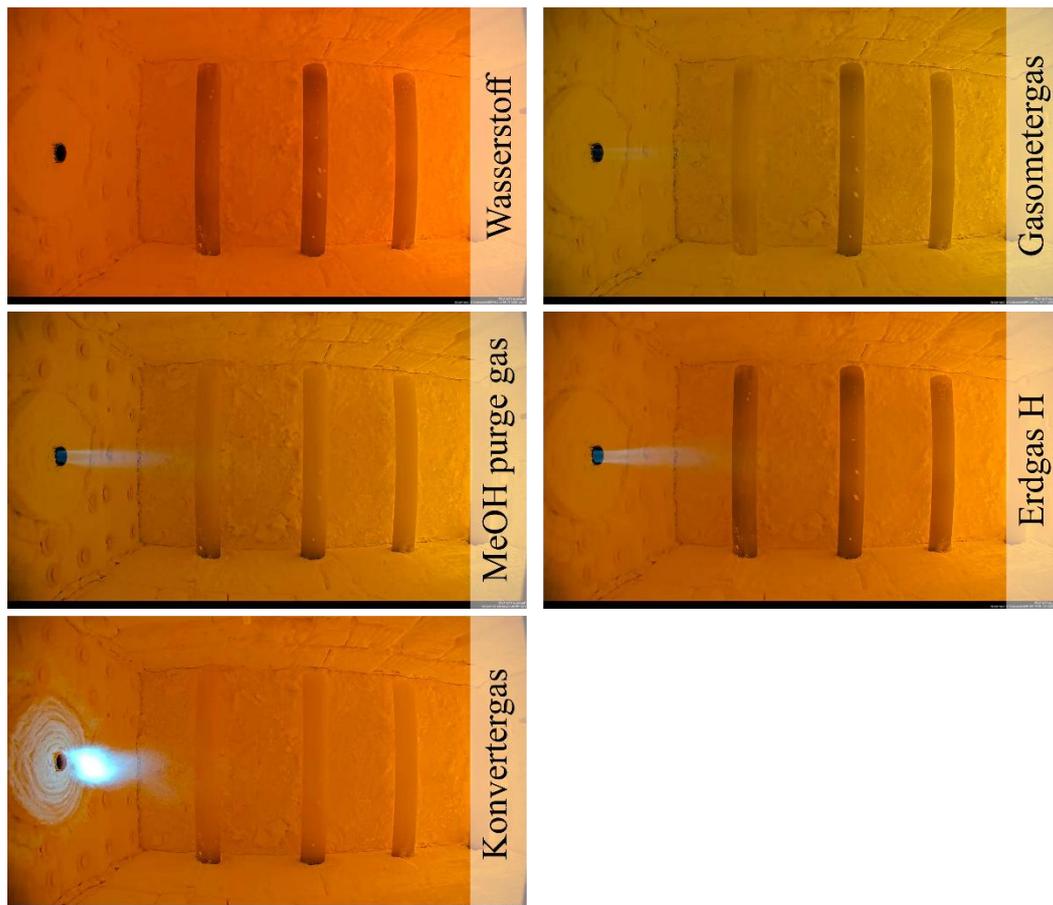


Abbildung 3.35: Aufnahmen des Ofenraums; resultierende Flammen bei der Verbrennung diverser Brenngase mittels Referenzbrennersystems (BIC) (Quelle: GWI)

Analog zu den beschriebenen Flammenbildern zeigt die **Abbildung 3.36** die NO_x -Emissionsverläufe der experimentellen Untersuchung beider Brennersysteme in Abhängigkeit des gewählten Äquivalenzverhältnisses ($\phi = 1 / \lambda$). Mit Ausnahme des NO_x -Emissionsverlaufs der Konvertergasverbrennung mit dem BIC-Brenner zeichnet sich grundsätzlich ein deutlicher Trend hin zu geringeren NO_x -Emissionen bei höherem Äquivalenzverhältnis ab. Die deutliche Abweichung bei der Konvertergasverbrennung (BIC-Brenner) ist anhand der bereits beschriebenen **Abbildung 3.35** zu erklären. Während bei den anderen Versuchsreihen unabhängig vom Brennersystem sich die Flamme stets an der vorgesehenen Position etablierte, bildete die Flamme der Konvertergasverbrennung beim BIC-Brenner mit ihrer abgehobenen Form eine

Ausnahme. Bei höheren Luftüberschüssen ($\phi \leq 0,84$) wirkt sich diese Strömungsform positiv auf die NO_x -Emission aus. Als Grund ist hierbei die strömungsinduzierte Einmischung von ausgereagtem Rauchgas in die Verbrennungszone zu sehen. Ungeachtet dessen zeigt sich unabhängig von genutzten Brenngasen ein deutlich reduziertes NO_x -Emissionsniveau bei dem Betrieb des neu entwickelten Brennersystems (BrEEga) im Vergleich zu dem Referenzbrenner (BIC). Während bei der Verbrennung von Erdgas, MeOH purge gas und Gasometergas die NO_x -Emissionen durch den Einsatz des BrEEga-Brenners im Mittel um 50 % reduziert werden, zeigte sich vor allem im Betrieb mit reinem Wasserstoff, dass hierbei eine sehr geringe NO_x -Emission ($< 20 \text{ mg/kWh}$) erzielbar ist.

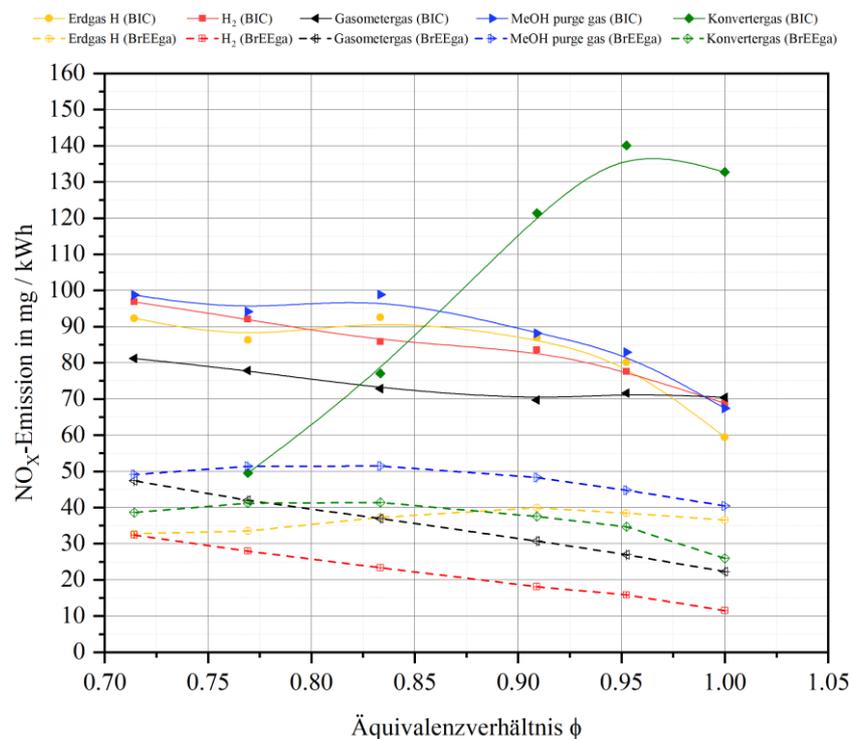


Abbildung 3.36: NO_x -Emissionsverlauf bei unterschiedlichen Brenngasen und Luftzahlen, in Abhängigkeit der verwendeten Brennersystems ($Q_{\text{th}} = 180 \text{ kW}$, $T_{\text{Ofen,mittel}} \approx 850 \text{ °C}$) (Quelle: GWI)

Zur detaillierten Untersuchung der Unterschiede des Emissionsverhaltens der verschiedenen Brennersysteme wurde unter Verwendung der Brenngase Erdgas H und Wasserstoff sogenannte 2D-Feldmessungen durchgeführt. Hierbei wurde unter stationären Randbedingungen der Ofenraum mit einer Absaugpyrometersonde vermessen. Die **Abbildung 3.37** zeigt sowohl die Absaugpyrometersonde im Ofenraum, die Messstutzen am Versuchsofen als auch das Messraster zur detaillierten Vermessung des Ofenraum und insbesondere des Brennernahbereichs. Mit dieser Messmethode wird somit die horizontale Brennerebene im Ofenraum hinsichtlich der Temperatur- und Speziesverteilung messtechnisch erfasst.



Abbildung 3.37: Darstellung der 2D-Feldmessung; links: Aufnahme der Messöffnungen am Nassheuer Ofen, rechts unten: Messraster der Absaugpyrometersonde, rechts oben: Aufnahme des Ofenraums während einer Feldmessung (Quelle: GWI)

Die **Abbildungen 3.38 – 3.41** zeigen die Ergebnisse der ausgewerteten 2D-Feldmessung. Wird zunächst der reine Erdgasbetrieb mit beiden Brennersystemen verglichen (siehe **Abbildung 3.38**), sind deutlich Unterschiede sowohl in der CO₂- als auch in der CO-Konzentrationsverteilung erkennbar.

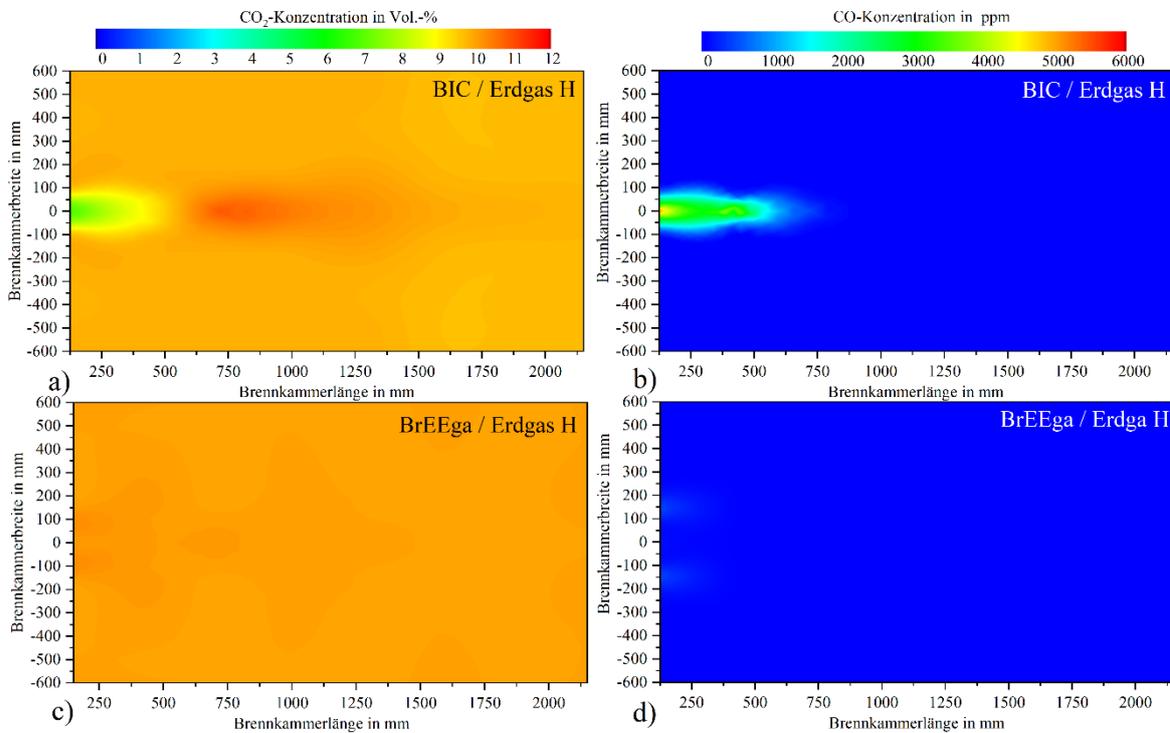


Abbildung 3.38: CO- und CO₂-Konzentrationsverteilung im Ofenraum in Abhängigkeit zweier verschiedener Brennersysteme mit Erdgas H ($Q_{th} = 180 \text{ kW}$, $\lambda \approx 1,15$) (Quelle: GWI)

Während das BIC-Brennersystem in der Messebene deutliche Konzentrationsgradienten (CO und CO_2) ausbildet (**Abbildung 3.38 a** und **b**, zeigt sich die CO_2 -Konzentrationsverteilung in der Messebene beim Betrieb des BrEEga-Brenners (**Abbildung 3.38 c**) homogen auf einem Konzentrationsniveau von ca. 10,5 Vol.-%. Da es sich bei dieser Konzentration in etwa um die theoretische maximale Konzentration beim eingestellten Luftüberschuss handelt, kann an dieser Stelle bereits von einem ausreagierten Rauchgas in der gesamten Messebene aus gegangen werden. Die Abwesenheit bzw. die geringen Konzentrationen des Verbrennungszwischenproduktes CO sind ein weiteres Indiz dafür, dass die Verbrennungsreaktion vor Eintritt in die Messebene bereits annähernd abgeschlossen ist. Ergänzend zeigt die **Abbildung 3.39** für den Betrieb mit Erdgas H bei der Untersuchung des BrEEga-Brenners (**c**) ein über die gesamte Ebene homogenes Sauerstoffkonzentrationsniveau von ca. 3 Vol.-%, während bei den Ergebnissen der BIC-Versuche (**a**) erneut ein deutlicher Konzentrationsgradient zu beobachten ist. Neben der Sauerstoffkonzentrationsverteilung beim Einsatz des Brenngases Erdgas H sind in der **Abbildung 3.39** zudem die Ergebnisse der Wasserstoffversuche dargestellt. Hierbei ist es zunächst wichtig zu erwähnen, dass ein direkter Vergleich der Ergebnisse der Verbrennung beider Brenngase (Erdgas und Wasserstoff) im Rahmen dieser Darstellung nicht zulässig ist. Die Ursache liegt in der ausschließlichen Betrachtung von Konzentrationen. Bedingt durch die abweichende Abgaszusammensetzung sowie der Abgasmenge ist somit ein direkter Vergleich der jeweiligen Spezieskonzentrationen bei der Verbrennung der unterschiedlichen Brenngase nicht zielführend.

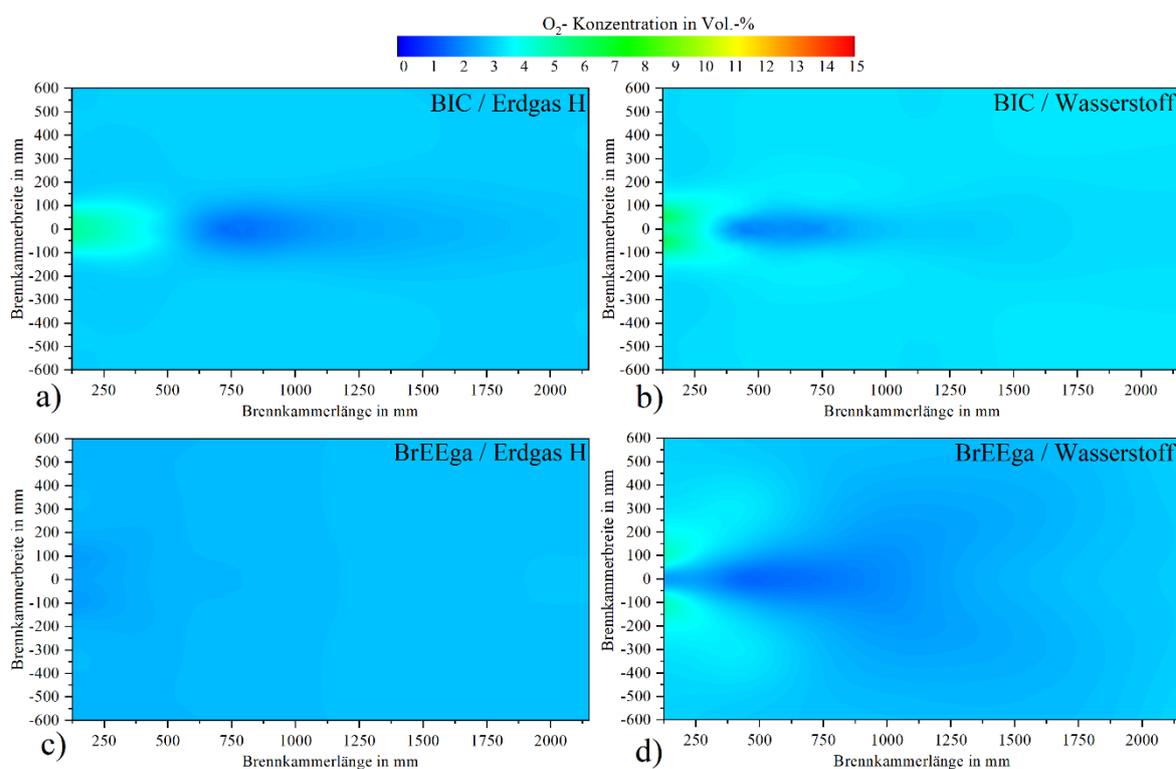


Abbildung 3.39: O_2 -Konzentrationsverteilung im Ofenraum in Abhängigkeit zweier verschiedener Brennersysteme und unterschiedlicher Brenngase ($Q_{\text{th}} = 180 \text{ kW}$, $\lambda \approx 1,15$) (Quelle: GWI)

Ein Vergleich der Ergebnisse der Brennersysteme bei der Verbrennung des gleichen Brenngases bleibt von dieser Einschränkung befreit. Wird dementsprechend die Verbrennung von Wasserstoff mit den genannten Brennersystemen im Hinblick auf die Sauerstoffkonzentrationsverteilung betrachtet, ist abweichend zum Erdgas-Betrieb bei auch bei dem BrEEga-Brenner ein Konzentrationsgefälle in der Ebene zu erkennen (siehe **Abbildung 3.39 d**). Im direkten Vergleich zur Sauerstoffkonzentrationsverteilung der H₂-Verbrennung mit dem BIC-Brenner ist jedoch der Gradient geringer ausgeprägt (siehe **Abbildung 3.39 b**). Neben der grundsätzlichen Abschätzung der Positionierung der Verbrennungsreaktion in der Messebene ist die lokale Sauerstoffkonzentration zudem für die Bildung von Stickoxiden relevant. Bei der Verbrennung von Wasserstoff und Erdgas ist der thermische NO-Bildungspfad dominant. Neben der starken Temperaturabhängigkeit ist die NO-Bildung jedoch zudem auch von der Anwesenheit der Reaktionspartner (z. B. O₂) sowie der Verweildauer im „heißen“ Bereich abhängig. Dementsprechend bietet der Vergleich der lokalen Sauerstoffkonzentrationsverteilung in Kombination mit der Temperaturverteilung in der Messebene eine Tendenz über die potenzielle NO-Bildung zu. Hierfür zeigt die **Abbildung 3.40** die Ergebnisse der Temperaturmessung in der genannten Ebene für beide Brennersysteme beim Betrieb mit Erdgas H und Wasserstoff. Hervorzuheben sind hierbei die grundsätzlich geringer ausfallenden Temperaturgradienten der Verbrennung beider Brenngase unter Verwendung des BrEEga-Brennersystems im Vergleich zu dem Referenzbrenner. Zudem ist zu erkennen, dass die Spitzentemperaturen, wie sie beispielsweise bei der H₂-Verbrennung mittels BIC-Brenner auftreten beim Einsatz des neu entwickelten Brenners gänzlich vermieden werden.

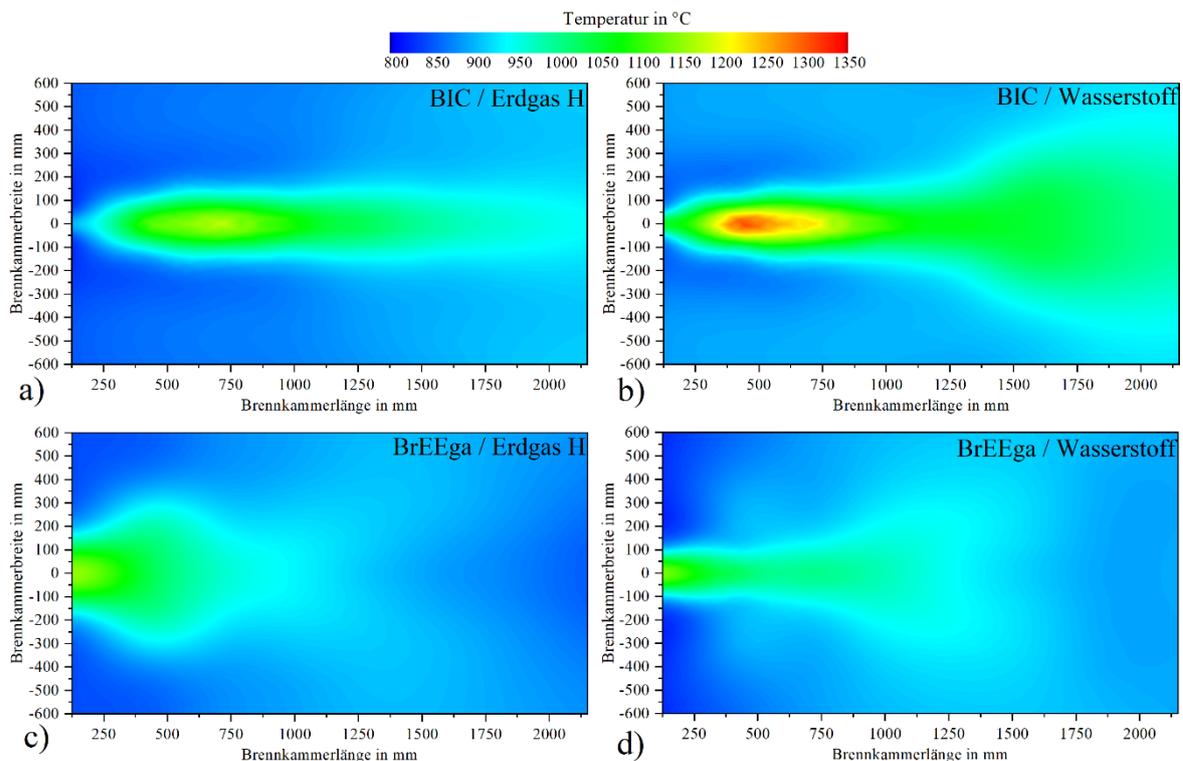


Abbildung 3.40: Temperaturverteilung im Ofenraum in Abhängigkeit zweier verschiedener Brennersysteme und unterschiedlicher Brenngase ($Q_{th} = 180 \text{ kW}$, $\lambda \approx 1,15$) (Quelle: GWI)

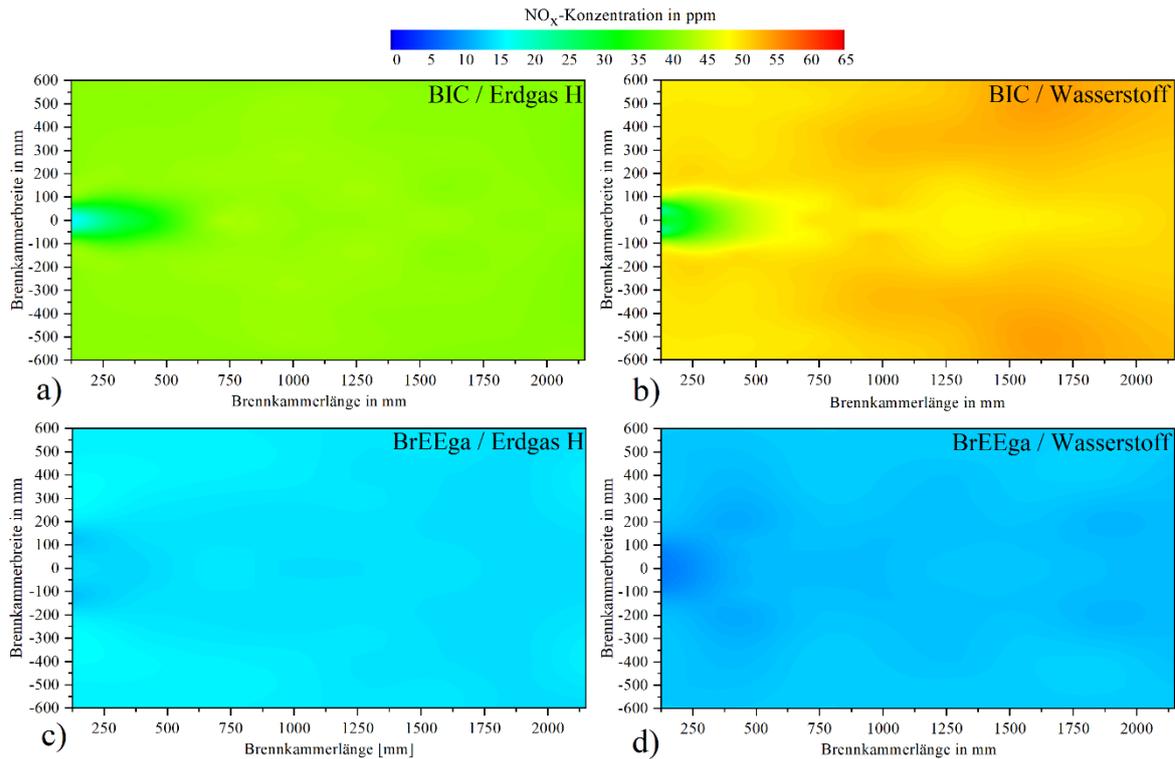


Abbildung 3.41: NO_x-Konzentrationsverteilung im Ofenraum in Abhängigkeit zweier verschiedener Brennersysteme und unterschiedlicher Brenngase ($Q_{th} = 180 \text{ kW}$, $\lambda \approx 1,15$) (Quelle: GWI)

Neben dem positiven Effekt einer homogenen Temperaturverteilung im Ofenraum wirkt sich die Reduzierung von Temperaturspitzen insbesondere auf die Minderung der thermischen NO-Bildung aus. Die **Abbildung 3.41** bestätigt dies deutlich: innerhalb jeder Brenngaskategorie ist eine deutliche Reduzierung der messtechnisch ermittelten NO_x-Konzentration durch den Einsatz des neu entwickelten Brennersystems zu erkennen. Bei der Verbrennung von Erdgas wurde im Mittel eine Reduzierung von 65 % im Vergleich zum Referenzbrenner (BIC) festgestellt. Bei der Wasserstoffverbrennung konnten darüber hinaus mit dem BrEEga-Brenner die NO_x-Konzentrationen um 75 % reduziert werden. Die Ergebnisse verdeutlichen welchen Einfluss eine gezielte Verbrennungsführung sowie die zielgerichtete Implementierung von primären NO-Minderungsmaßnahmen mit sich bringen.

3.4.3 Untersuchungen zur Verbrennung von Ammoniak- und ammoniakhaltiger Brenngase

Die Nutzung von Ammoniak (NH₃) als Brennstoff stellt aufgrund seiner nachteiligen Verbrennungseigenschaften eine technische Herausforderung dar, insbesondere im Hinblick auf die Flammenstabilität. Die ersten experimentelle Untersuchungen im semi-industriellen Maßstab mit dem BIC-Brennersystem verdeutlichten diese Problematik. Zur Kompensation der nachteiligen Verbrennungseigenschaften des Ammoniaks wurden analog zu den Versuchen am Laborprüfstand Untersuchungen mit Binärgemischen durchgeführt. Durch die sukzessive Zumischung von Ammoniak in ein Zusatzgas (Erdgas, Wasserstoff) konnte so bei den

entsprechenden Prozessbedingungen die Grenzen der Flammenstabilität experimentell ermittelt werden. Die **Abbildung 3.42** bietet einen Einblick in die durchgeführten Untersuchungen, die den Ofeninnenraum, den Brennermund des BIC-Brenners sowie die Veränderung der H₂-Verbrennungsflamme bei steigender NH₃-Konzentration zeigt. Bereits bei geringen NH₃-Anteilen im Brenngas zeigt die Flamme eine deutliche Farbveränderung sowie eine zunehmende Helligkeit und Intensität mit steigendem NH₃-Gehalt. Durch die Variation der Brennstoffzusammensetzung konnten die Grenzen der Flammenstabilität systematisch untersucht und charakterisiert werden.

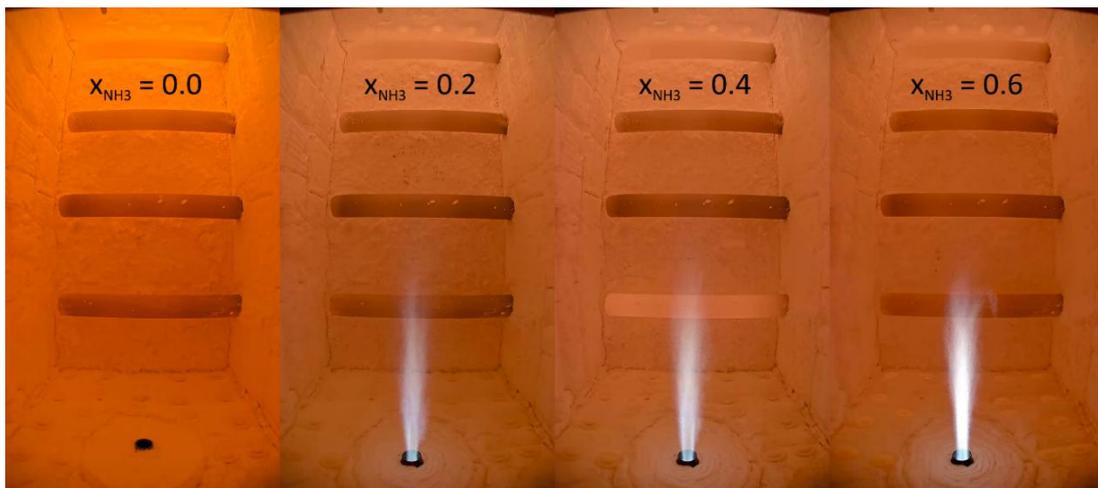


Abbildung 3.42: resultierende Flammenbilder bei der Verbrennung von Wasserstoff mit zunehmend Ammoniakanteil im Brenngasgemisch [69]

Die Stabilitätsgrenze eines NH₃-Erdgas-Gemisches wurde mit dem BIC-Brenner bei 180 kW bereits bei einem NH₃-Anteil von 7,25 Vol.-% erreicht, wobei eine höhere Zumischung zum Erlöschen der Flamme führte. Im Teillastbetrieb (60 % Leistung) blieb die Flammenstabilität bis zu einem NH₃-Gehalt von 60 Vol.-% erhalten. Deutlich höhere Zumischraten wurden bei NH₃-H₂-Gemischen erreicht, mit stabilen Flammen bis zu 70 Vol.-% NH₃. Dies verdeutlicht den Einfluss des Stützgases auf die Stabilität ammoniakbasierter Flammen sowie die Relevanz lokaler Strömungsverhältnisse und der Brennergeometrie. Die NO_x-Emissionen zeigten ein signifikant anderes Verhalten als bei reiner Wasserstoff- oder Erdgasverbrennung. Wie bereits erläutert basiert die Bildung von NO_x in diesem Fall nicht nur auf thermischer NO-Bildung, sondern maßgeblich aus dem brennstoffgebundenen Stickstoff in NH₃. Bei NH₃-Erdgas-Gemischen war ein Plateau der NO_x-Emissionen ab einem NH₃-Anteil von 10 Vol.-% zu beobachten, während NH₃-H₂-Gemische einen parabelförmigen Emissionsverlauf aufwiesen. Trotz hoher NH₃-Beimischungen blieben die Mengen an unverbranntem NH₃ im Abgas gering (< 5 ppm, trocken) [69]. Die Messungen mit dem neu entwickelten BrEEga-Brenner bestätigten die positive Wirkung konstruktiver Maßnahmen zur NO_x-Minderung auch bei der Verwendung von Ammoniak als Brenngas. Dies führte zu einer deutlichen Reduktion der in den Versuchsreihen maximal aufgetretenen NO_x-Emissionen um ca. 43 % bei der Verbrennung von H₂-NH₃-Gemischen im Vergleich zum Referenzbrenner (BIC). Analog zu den Messreihen mit dem BIC-Brennersystem

konnten auch mit dem neu entwickelten Brennersystem Ammoniakgehalte $x_{\text{NH}_3} > 0,7$ nicht erzielt werden ohne dass ein Verlust der sichtbaren Flamme erfolgte.

Eine sehr positive Erkenntnis konnte bei der Untersuchung des neuen Brennersystems jedoch gewonnen werden: bedingt durch die suffiziente interne Rauchgasrezirkulation konnte der genannte Brenner im flammenlosen Modus (eng. MILD-Combustion) betrieben werden. Dies gelang bei den Brenngasen Erdgas, Rohbiogas und auch bei Ammoniak. Im Gegensatz zu den Ergebnissen des BIC-Brenners führte ein Verlust der Flamme beim BrEEga-Brenner dementsprechend nicht zu einer unvollständigen Verbrennung des Ammoniaks. Die volumetrische Verbrennung des Ammoniaks führte zu geringsten Mengen an Ammoniak schlupf (< 5 ppm), weswegen an dieser Stelle von einer vollständigen Umsetzung des Brenngases ausgegangen werden kann. Die NO_x -Emissionen der reinen Ammoniakverbrennung zeigten zudem eine starke Abhängigkeit vom Äquivalenzverhältnis und erreichten im stöchiometrischen Bereich etwa 110 mg/kWh . Dieser Wert liegt auf einem konkurrenzfähigen Niveau im Vergleich zu bestehenden Grenzwerten für die Erdgasverbrennung. Die N_2O -Emission betrug in diesem Bereich ca. 39 mg/kWh , konnte jedoch bei erhöhtem Luftüberschuss vollständig eliminiert werden. Diese Ergebnisse verdeutlichen, dass durch eine gezielte Steuerung des Brenngasgemisches, der Betriebsbedingungen und konstruktiver Maßnahmen sowohl stabile NH_3 -Flammen als auch eine signifikante Reduktion der Emissionen erreicht werden können.

3.5 Numerische Untersuchungen

Die numerische Strömungssimulation (CFD: Computational Fluid Dynamics) hat sich durch immer leistungsfähige und dabei kostengünstige Rechnersysteme in den letzten Jahrzehnten zu einem wichtigen Werkzeug zur Analyse, Auslegung, Optimierung und Fehlerbehebung von technischen Systemen aller Art entwickelt, die in fast allen ingenieurtechnischen Anwendungsfeldern eingesetzt wird. Hierbei wird das partielle Gleichungssystem, welches eine Strömung formal vollständig beschreibt, aber analytisch nicht lösbar ist, überführt in ein lineares Gleichungssystem. Dieses lineare Gleichungssystem kann durch numerische Algorithmen effizient iterativ näherungsweise gelöst werden. Grundlage solcher Simulationen ist dabei (fast) immer ein numerisches Gitter, in dem das zu simulierende Rechengebiet diskretisiert wird, d. h. in viele kleine, miteinander verknüpfte Zellen aufgeteilt wird. Die Anzahl der Zellen selbst bei einfachen Geometrien geht dabei oft in die Millionen.

Im Bereich der industriellen Verbrennungstechnik bieten CFD-Verfahren eine Reihe von Vorteilen, gerade bei der Untersuchung der Auswirkungen eines Brennstoffwechsels wie im hier beschriebenen Projekt. Die hohe räumliche Auflösung der dreidimensionalen Simulationsdaten erlaubt umfassende Visualisierungsmöglichkeiten, um die komplexen Prozesse der turbulenten, Strömung, Mischung und Verbrennung mit verhältnismäßig geringem Aufwand zu analysieren und zu optimieren. Zudem sind Simulationsverfahren nicht begrenzt durch messtechnische Einschränkungen, etwa die Zugänglichkeit der Geometrie mit Sonden. Daher eignen sich solche Simulationen auch, um Untersuchungen an großen und/oder schwer zugänglichen Geometrien durchzuführen oder Komponenten wie etwa Brenner in einer Anwendung hoch

zu skalieren.

Dabei ist zu berücksichtigen, dass alle CFD-Simulationen im Kontext der angewandten Verbrennungstechnik nicht nur numerische Näherungslösungen darstellen, sondern auch zwangsläufig modellbasiert sind. Es müssen vereinfachende Annahmen für komplexe physikalische Aspekte wie Turbulenz, Verbrennung und Strahlungswärmeübertragungen getroffen werden, um den numerischen Aufwand (und damit die benötigten Hardware-Kapazitäten und Rechenzeiten) in einem vertretbaren Rahmen zu halten. Eine vollkommen modellfreie Simulation einer turbulenten Strömung, die sogenannte Direkte Numerische Simulation (DNS), ist zwar prinzipiell möglich, ist aber für die Beschreibung realer technischer Prozesse mit nicht handhabbarem Rechenaufwand verbunden. Die DNS kann nur für akademische Grundlagenuntersuchungen sehr kleiner Geometrien eingesetzt werden.

Die Auswahl geeigneter Modelle für Turbulenz, Verbrennung und Strahlungswärmeübertragung ist daher entscheidend für die Aussagekraft der Simulation eines technischen Verbrennungssystems. Zudem erfordert die Simulation die Angabe geeigneter Randbedingungen. Gerade letzteres kann bei der Simulation von Thermoprozessanlagen eine Herausforderung sein, da manche Randbedingungen, etwa an Wänden in Industrieöfen, oft nur abgeschätzt werden können. CFD-Simulation stellen somit immer eine Beschreibung eines idealisierten Systems mit einigen notwendigen Vereinfachungen dar. Daher ist gerade der Vergleich mit belastbaren Messdaten wichtig, um die Aussagekraft einer Simulation zu validieren. Dies ist vor allem dann von Bedeutung, wenn, wie in diesem Projekt, die Simulation genutzt werden soll, um auf einen größeren Anwendungsfall hin zu extrapolieren.

Beim im Rahmen des Projekts eingesetzten CFD-Code handelt es sich um ANSYS FLUENT 23R2, ein kommerziell erhältliches CFD-Softwarepaket, das in der Thermoprozesstechnik weit verbreitet ist. Zum Einsatz kamen sogenannte stationäre RANS-Simulationen (RANS: Reynolds-Averaged Navier-Stokes), d. h. die eigentlich zeitlich abhängigen Navier-Stokes-Gleichungen, die eine Strömung vollständig beschreiben, wurden numerisch überführt in Erhaltungsgleichungen für die Mittelwerte der relevanten Größen. Dies reduziert den Rechenaufwand drastisch und ist auch sinnvoll, da für die Auslegung und Analyse die zeitlichen Mittelwerte hinreichend sind, führt aber zum so genannten Schließungsproblem der Turbulenz, d. h. es werden zusätzliche Gleichungen in Form eines Turbulenzmodells benötigt, um genauso viele Gleichungen wie unbekannte Größen zu haben, so dass sich das System lösen lässt. Hier wurde das weitverbreitete realizable k - ϵ -Modell verwendet. Die Wechselwirkung von Impuls- und Druckgleichungen wird dabei mit Hilfe eines gekoppelten Ansatzes berücksichtigt.

Die Verbrennungsprozesse stellen, neben der Turbulenz und der Strahlungswärmeübertragung, eine zweite zentrale numerische Herausforderung bei der Simulation reaktiver turbulenter Strömungen dar. In Anbetracht der sehr unterschiedlichen Brenngase, die im Projekt betrachtet werden, war die Verwendung eines stark reduzierten Reaktionsmechanismus zur Modellierung der Verbrennung nicht sinnvoll. Der Einsatz eines umfangreichen detaillierten Mechanismus wäre prinzipiell möglich, aber numerisch aufwändig. Daher wurde auf ein mischungsbruch-basiertes Verbrennungsmodell mit vor-generierten chemischen Datenbanken

zurückgegriffen. Diese Datenbanken werden anhand des nicht-adiabaten chemischen Gleichgewichts vor der eigentlichen CFD-Simulation erzeugt. Dies ist ein in der Praxis erprobter Ansatz, gerade bei der Verwendung ungewöhnlicher Brennstoffe, für die oft keine verlässlichen reduzierten Reaktionsmechanismen vorliegen. Auf die vor-generierten Tabellen wird während der eigentlichen Simulation mit Hilfe von Skalaren wie dem lokalen mittleren Mischungsbruch, der mittleren Mischungsbruch-Varianz, der mittleren Enthalpie zur Beschreibung nicht-adiabater Effekte sowie einer Reaktionsfortschrittsvariable zur Beschreibung der reaktionskinetischen Effekte zugegriffen, um die benötigten Stoffwerte zu ermitteln. Diese werden dann iterativ in die Strömungslösungen eingebunden. Die Chemiedatenbank wird zudem mit Hilfe einer Wahrscheinlichkeitsdichtefunktion gewichtet, um die Interaktion zwischen Turbulenz und Reaktion zu modellieren. Hierzu wird eine β -PDF (PDF: probability density function, dt. Wahrscheinlichkeitsdichte-Funktion) verwendet, ebenfalls ein industriell gebräuchlicher Modellierungsansatz.

Für Hochtemperaturprozesse spielt die Wärmeübertragung durch Strahlung eine zentrale Rolle. Stand der Technik in der CFD ist hier die Verwendung eines Discrete-Ordinates-Modells (DO-Modell), das parallel zur eigentlichen CFD-Simulation in bestimmten Intervallen durchgeführt wird. Dieses strahlenbasierte Modell ermittelt Quellterme, die in die Energiegleichung der Strömungssimulation eingebunden werden, um auf diese Weise die wechselseitigen Auswirkungen der radiativen Wärmeübertragung und der turbulenten Strömung abzubilden.

3.5.1 Definition der Randbedingungen und des Rechengebiets

Wie beschrieben basieren numerische Strömungssimulationen (fast) immer auf Gitternetzen, mit denen das Rechengebiet diskretisiert wird. Die Auflösung, d. h. die Anzahl der Gitterzellen, die für die Beschreibung eines Rechengebiets verwendet wird, ist wichtig hinsichtlich der Qualität und Aussagekraft der Simulation, aber auch dem damit verbundenen Rechenzeit- und Hardwarebedarf. Die Gitter, die im Rahmen der hier vorgestellten Simulationen eingesetzt wurden, bestanden jeweils aus etwa 5,5 Millionen Zellen. Es handelt sich um unstrukturierte Hybridgitter, d. h. Zellen unterschiedlicher Form wurden kombiniert, um die Geometrien bestmöglich mit einer vertretbaren Zellzahl abzubilden. **Abbildung 3.43** zeigt eine Darstellung des simulierten Rechengebiets. Als Ofenraum wurde der Brennerprüfstand 2 des GWI zugrunde gelegt.

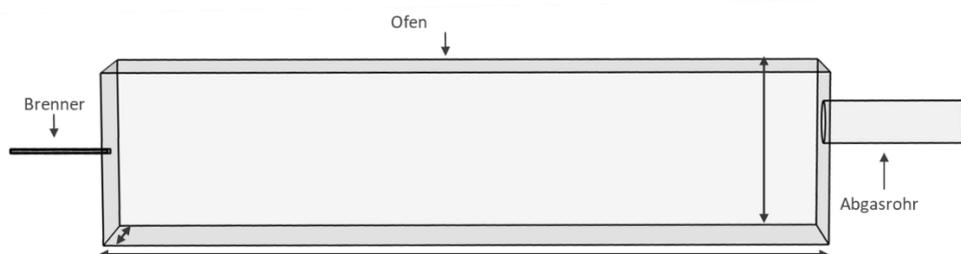


Abbildung 3.43 Simulierte Geometrie für die CFD-Analysen

Die Randbedingungen für die Massen- und Impulserhaltungsgleichungen ergeben sich aus den vorgegebenen Feuerungsleistungen und Luftzahlen ($Q_{th} = 180 \text{ kW}$, $\lambda = 1,15$) und werden in Form von Massenströmen für die jeweiligen Brenngas- und Oxidatoreintritte vorgegeben, als Temperaturen werden jeweils 25 °C angesetzt. Für den Austritt des Rechengebiets wurde eine Druckaustrittsrandbedingung gewählt. Um eine mögliche Rezirkulation am Austritt zu vermeiden, wurde dort eine Verjüngung des Querschnitts modelliert, die aber keine Auswirkungen auf die Prozesse im Brennraum hat und nur dazu dient, die Konvergenz zu erleichtern.

Der Zustand an den Wänden des Ofens wird mit Hilfe einer gemischten Randbedingung abgebildet. Hierbei werden der konduktive, konvektive und radiative Wärmetransport berücksichtigt unter Berücksichtigung von Wandstärke und Wärmeleitfähigkeit des Wandmaterials. Der Zustand auf der Innenseite der Wand ergibt sich aus der CFD-Simulation selbst, als Zustand auf der Außenseite werden Umgebungsbedingungen angenommen. Dies ist einfacher und auch realistischer als die explizite Vorgabe von Wandtemperaturen oder Wärmeströmen durch die Wand. Formal handelt es sich somit bei der gemischten Wandrandbedingung um eine von-Neumann-Bedingung, da hier räumlich aufgelöst eine 1D-Wärmeleitungsgleichung durch die Wand gelöst wird. Dem Prüfstand wird in der Realität durch luftgekühlte Rohre eine Wärmelast aufgeprägt. Diese Rohre sind in der CFD-Simulation nicht berücksichtigt, anstelle dessen wird die Wärmeleitfähigkeit durch die Ofenwand höher angesetzt. Da sich ähnliche Abgastemperaturen wie in den Messungen ergeben, sind die Energiebilanzen der vermessenen und simulierten Systeme vergleichbar.

3.5.2 Vergleich der Brennersysteme mit Hilfe der numerischen Strömungssimulation

Nachfolgend sollen die Simulationsergebnisse der beiden untersuchten Brennersysteme BIC und BrEEga für verschiedene Brenngase in Auszügen durch Konturplots in der vertikalen Mittelebene des Ofens visualisiert werden (**Abbildungen 3.44 - 3.47**). Aus Gründen der Vertraulichkeit wurden die Darstellungen zugeschnitten, so dass die Brenner selbst nicht erkennbar sind. Die Simulationen berücksichtigen jedoch die vollständigen Brennergeometrien. Der BIC-Brenner dient dabei als „Stand der Technik“ für einen typischen Prozessbrenner, mit dem das Betriebsverhalten des neuentwickelten BrEEga-Brenners verglichen wird. Es sei darauf hingewiesen, dass bei den dargestellten Fällen die Abgasrezirkulation im BrEEga-Brenner nicht aktiv vorgegeben wird, sondern sich die Strömung selbst einstellt. Durch eine aktive Steuerung kann bei Bedarf das Betriebsverhalten des Brenners für den jeweiligen Brennstoff angepasst und weiter optimiert werden.

Die dargestellten Konturplots von Temperaturen und O_2 -Konzentrationen trocken sind typische Indikatoren der Flammenform. Auf andere gängige Darstellungen, etwa CO - oder CO_2 -Verteilungen, wurde hingegen verzichtet, da diese Konzentrationen nicht bei allen Brennstoffen auftreten. So kann beispielsweise bei der Verbrennung von Wasserstoff oder Ammoniak kein CO_2 gebildet werden, da diese Brennstoffe kohlenstofffrei sind. Gleiches gilt für die Wahl einer charakteristischen CO -Konzentration zur Darstellung von Flammen.

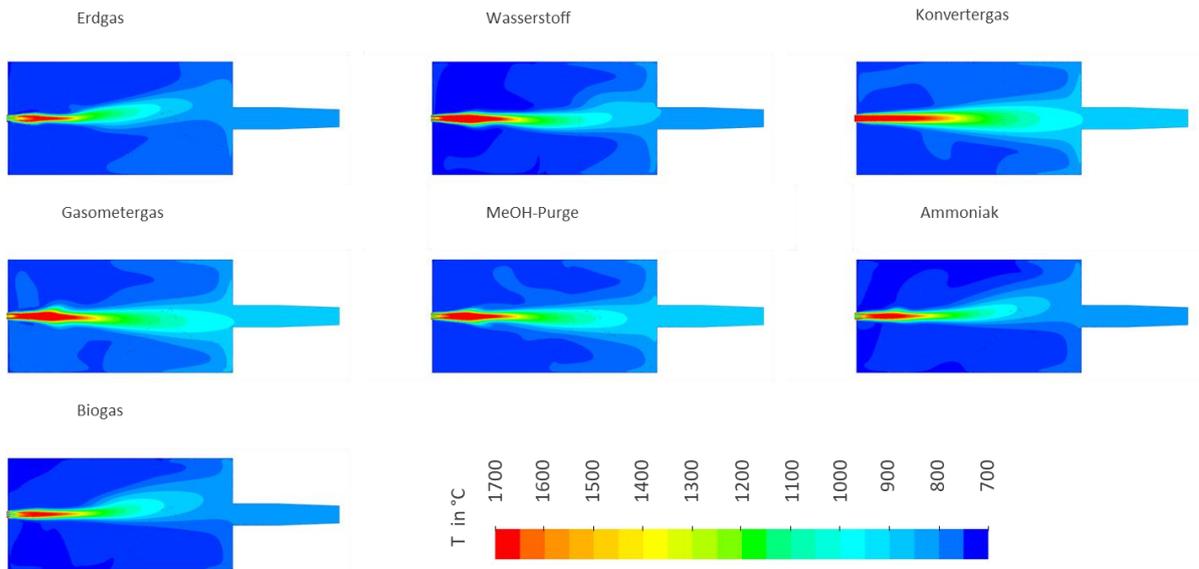


Abbildung 3.44: Simulierte Temperaturverteilungen für die verschiedenen Brenngase mit BIC-Brenner

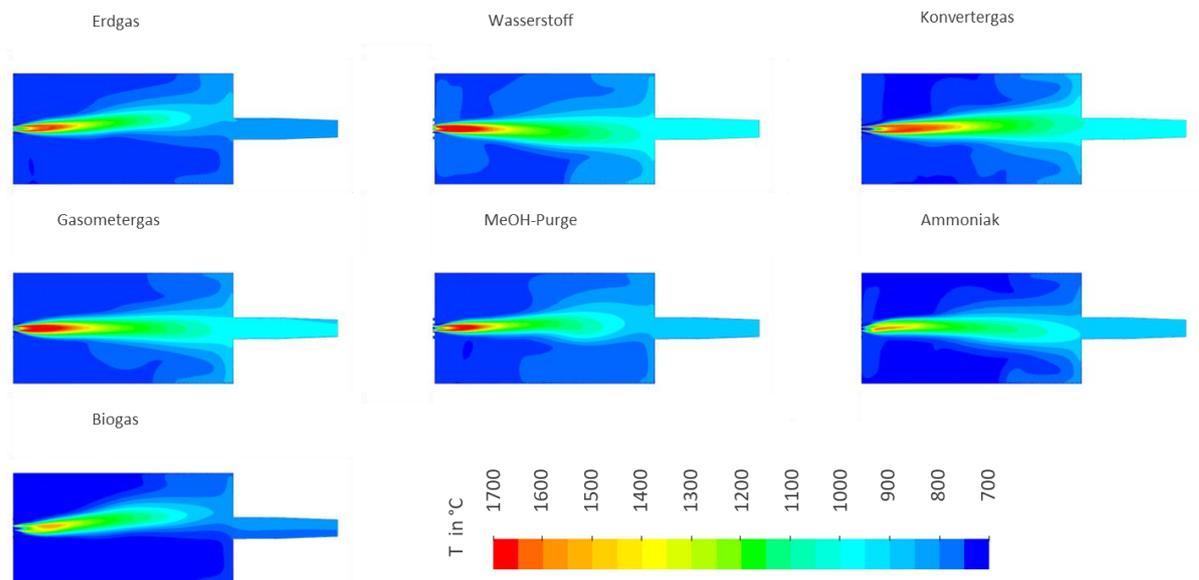


Abbildung 3.45: Simulierte Temperaturverteilungen für verschiedene Brenngase mit BrEEga-Brenner

Beim Vergleich der Darstellungen zeigt sich, dass sich beim BIC-Brenner brenngasunabhängig immer ein intensiver Flammenkern mit lokal hohen Temperaturen einstellt. Beim BrEEga-Brenner findet man für manche Brenngase ein ähnliches Verhalten (z. B. Erdgas oder Gasometergas), bei anderen Brenngasen hingegen (z. B. bei Ammoniak oder Biogas) werden lokale Temperaturspitzen im Flammenkern durch die verstärkte Rezirkulation von Abgas abgemindert. Tendenziell sind die Flammen im BrEEga-Brenner länger, was sich ebenfalls durch die Abgasrezirkulation erklären lässt. Durch die Abgasrezirkulation wird die lokale Sauerstoffkonzentration reduziert, da die Reaktanden durch das Abgas verdünnt werden. Hieraus ergibt sich eine geringere Wahrscheinlichkeit, dass Brennstoff und Sauerstoff schnell miteinander

reagieren können, sodass die Flamme länger wird. Ein ähnlicher Effekt lässt sich beobachten, wenn bei einer nicht-vorgemischten Flamme die Luftzahl variiert wird.

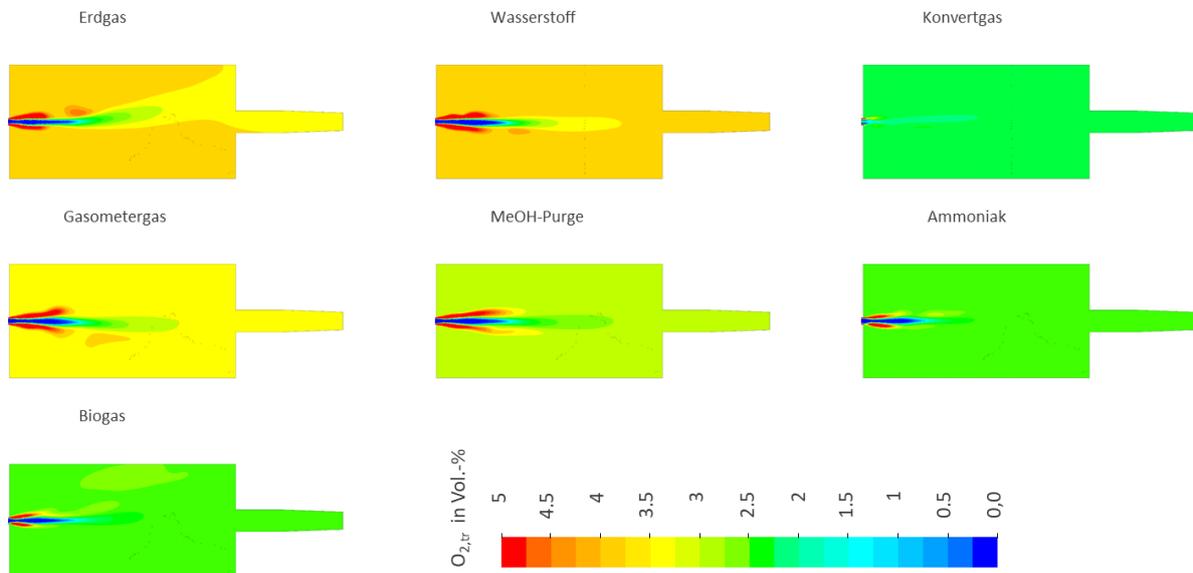


Abbildung 3.46: Simulierte O₂-Konzentrationen (trocken) für verschiedene Brenngase mit Brenner 1 (BIC)

Die längeren Flammen sind wahrscheinlich auch der Grund dafür, dass sich bei vielen der untersuchten Brenngase höhere Abgastemperaturen beim BrEEga-Brenner ergeben als beim BIC-Brenner, die Brennkammer erscheint in manchen Fällen etwas zu klein zu sein. Da sich die Rezirkulationsraten aus der Strömung selbst ergeben und nicht aktiv gesteuert werden, sind die Effekte je nach Brenngas unterschiedlich.

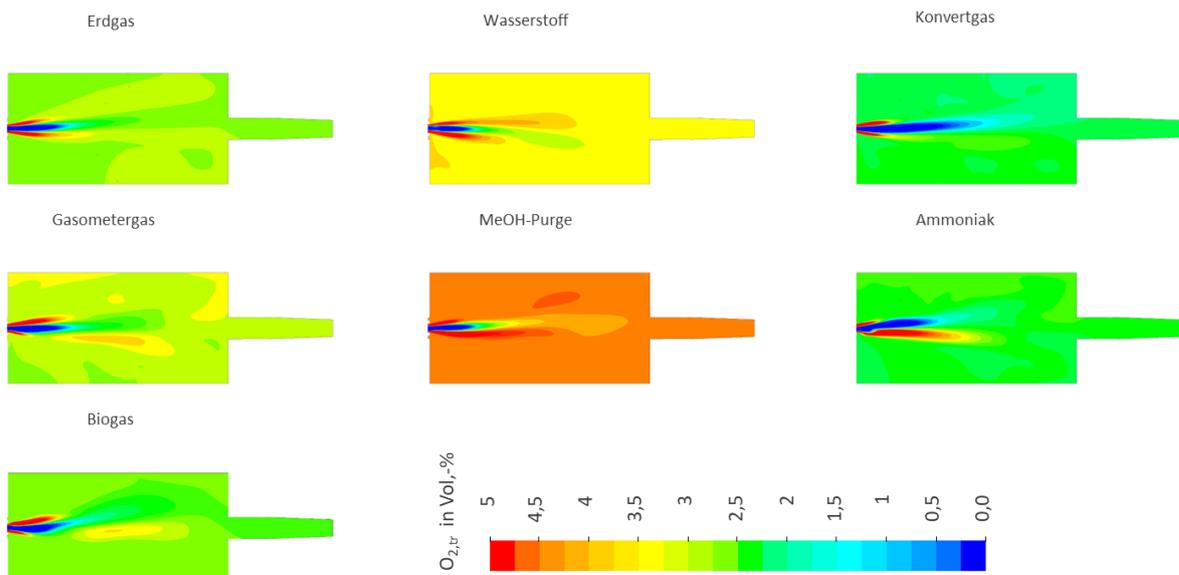


Abbildung 3.47: Simulierte O₂-Konzentrationen (trocken) für verschiedene Brenngase in Brenner 2 (BrEEga)

3.5.3 Übertragung der erzielten Ergebnisse auf ausgewählte reale Anlagen mittels CFD

Im Rahmen des Forschungsvorhabens wurde für das neu entwickelte Brennersystem ein Scale-up durchgeführt. Hierbei wurde für die numerische Untersuchung die Nennleistung von 180 kW auf 2.200 kW erhöht, die Geometrie des Brenners wurde auf der Basis des bereits beschriebenen Kriteriums der konstanten Impulsstromverhältnisse hochskaliert. Zielsetzung war die Untersuchung des neuen Systems in Kombination mit einer realen Produktionsanlage für die Prozessdampfherstellung in einem Chemie-Standort. Die **Abbildung 3.48** zeigt den wesentlichen Teil der Anlage, bestehend aus der Brennkammer (dunkelgrau) und einem 90°-Krümmer, welcher in der realen Anlage an den Dampferzeuger anschließt. Auch hier ebenso wie bei den nachfolgenden Konturplots wird die Geometrie des Brenners aus Gründen der Vertraulichkeit nicht gezeigt.

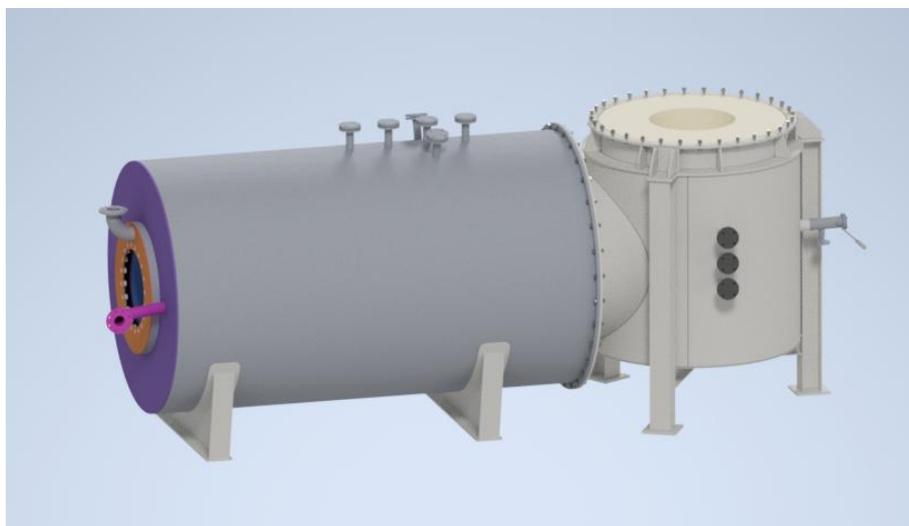


Abbildung 3.48: 3D-Modell der ausgewählten Produktionsanlage des assoziierten Partners [Quelle: GWI]

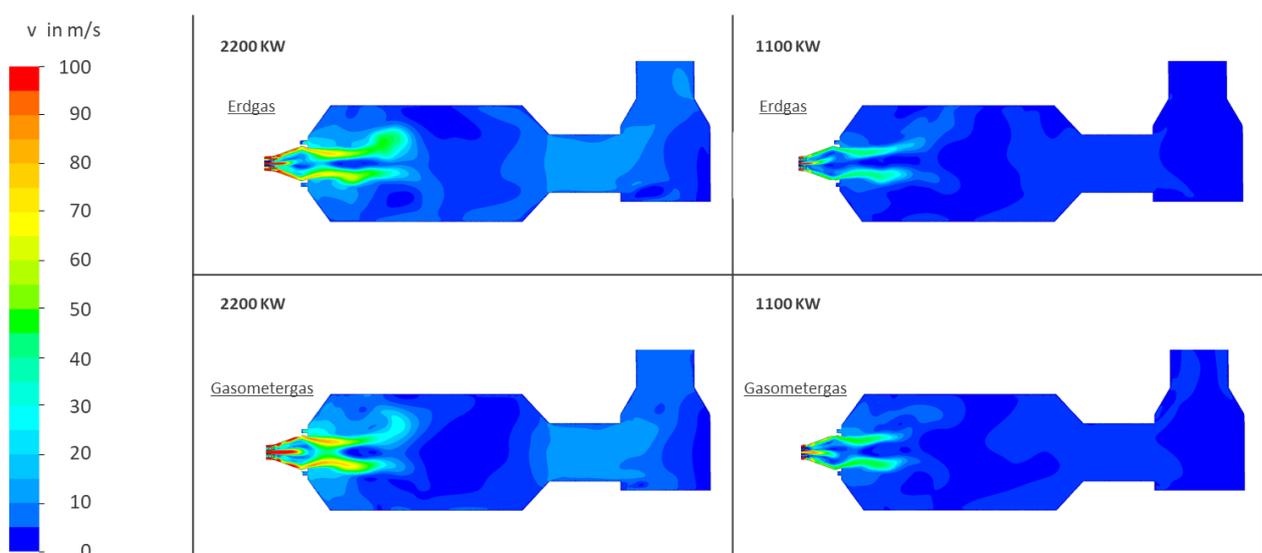


Abbildung 3.49: Vergleich der simulierten Geschwindigkeitsverteilungen für zwei Brenngase und Lastbereiche im Dampferzeuger mit dem hochskalierten Brenner (Quelle: GWI)

In den **Abbildungen 3.49 - 3.51** sind die Ergebnisse der CFD-Simulationen für eine Reihe von Betriebspunkten dargestellt. Gezeigt werden zwei unterschiedliche Brenngase (Erdgas H und Gasometergas) und zwei Lastzustände (Volllast 2,2 MW und 50 % Last). Sowohl die Wahl der genannten Brenngase als auch die jeweiligen Lastpunkte wurde auf der Basis des realen Betriebes bzw. an jeweilige Betriebsanforderungen getätigt. Für beide Laststufen ergeben sich erwartungsgemäß höhere Maximalgeschwindigkeiten beim Einsatz von Gasometergas, welches zu großen Teilen aus Wasserstoff besteht und einen entsprechend niedrigeren volumetrischen Heizwert aufweist (**Abbildung 3.49**).

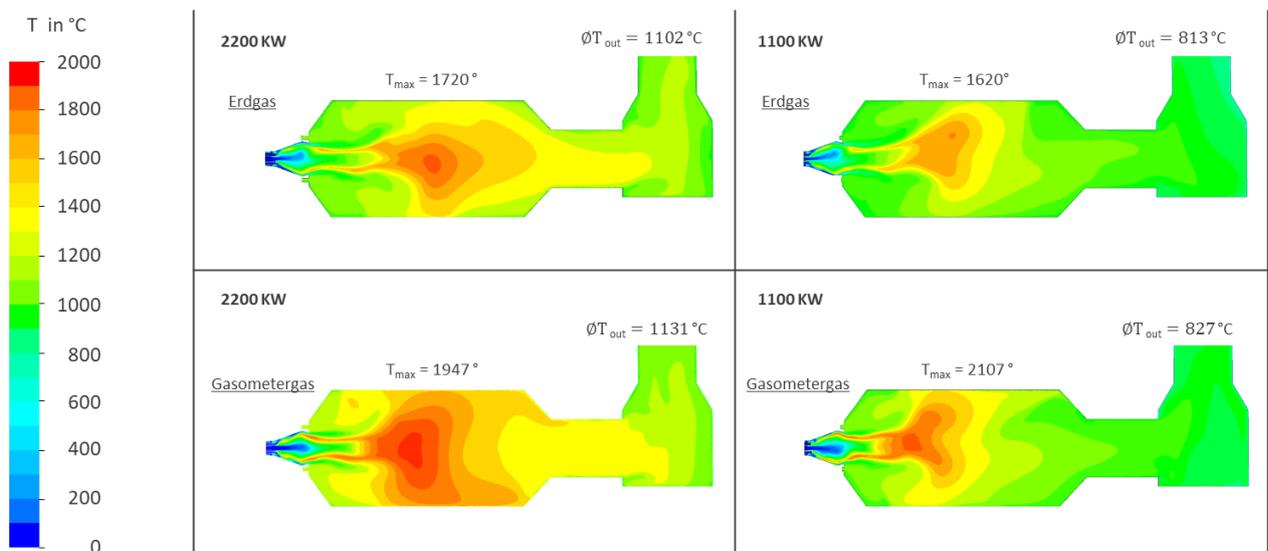


Abbildung 3.50: Vergleich der simulierten Temperaturverteilungen für zwei Brenngase und Lastbereiche im Dampferzeuger mit dem hochskalierten Brenner (Quelle: GWI)

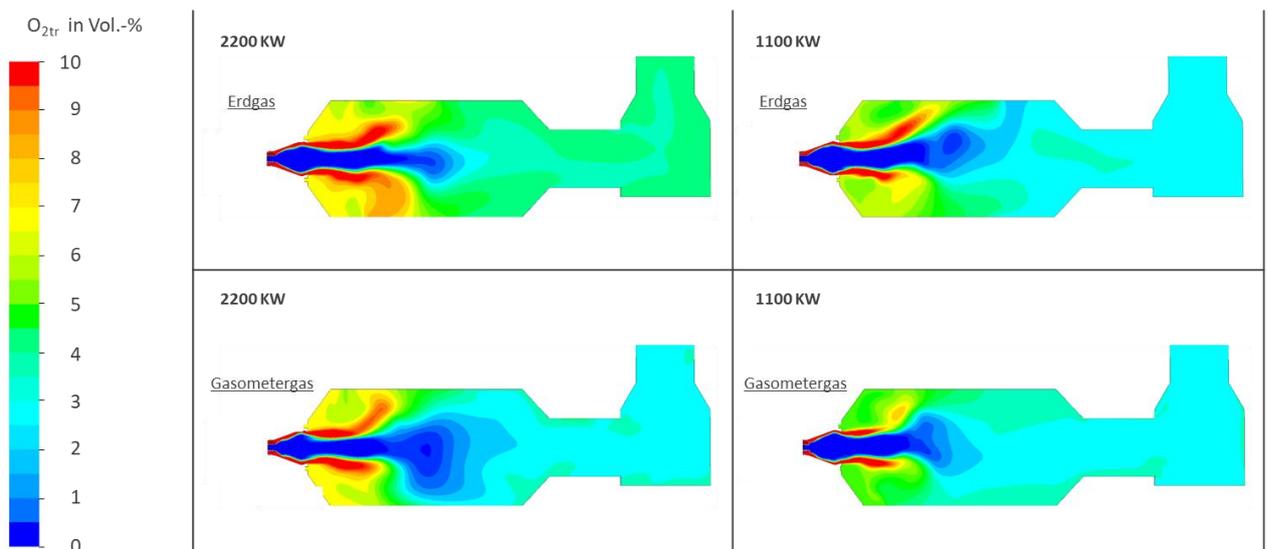


Abbildung 3.51: Vergleich der simulierten Temperaturverteilungen für zwei Brenngase und Lastbereiche im Dampferzeuger mit dem hochskalierten Brenner (Quelle: GWI)

Auch beim Vergleich der Temperaturverteilungen (**Abbildung 3.50**) in den verschiedenen Fällen werden die Unterschiede aufgrund der unterschiedlichen Brenngase deutlich: Bei der Verbrennung von Gasometergas ergeben sich bei beiden Laststufen deutliche höhere Temperatur-Peaks in der Simulation, was sich ebenfalls durch den hohen H₂-Gehalt des Gasometergases mit der entsprechend hohen adiabaten Verbrennungstemperatur erklären lässt. Gerade im Vollastbetrieb mit Gasometergas zeigt die Simulation einen großen Bereich mit hohen lokalen Temperaturen im Brennraum. Die Abgastemperaturen fallen in beiden Laststufen bei Gasometergas höher als bei Erdgas aus.

Abbildung 3.51 veranschaulicht die Prozesse im Brennraum anhand der (trockenen) O₂-Verteilung im Brennraum. Auch hier zeigt sich anhand der Zonen mit lokal niedrigen Sauerstoffanteilen der Bereich, in dem viel Wärme freigesetzt wird. Auffällig ist, dass sich im Erdgasfall mit Nennlast höhere Rest-O₂-Gehalte im Abgas einstellen als bei halber Last. Bei Betrieb mit Gasometergas hingegen sind die Rest-O₂-Konzentrationen im Abgas näherungsweise gleich. Grundsätzlich zeigen die Ergebnisse der Simulation eine gute Eignung des neu entwickelten Brennersystems für die hohen Betriebsanforderungen. Neben den moderaten Maximaltemperaturen zeigt sich das Brennersystem im Hinblick auf das Teillastverhalten, wie angestrebt, sehr flexibel.

3.6 Analyse, Bewertung und Handlungsempfehlungen

Die Nutzung alternativer Brenngase in industriellen Prozessen stellt sowohl eine technologische als auch eine wirtschaftliche Herausforderung dar. Eine umfassende Analyse und Bewertung der verfügbaren Brenngase, der technischen Umsetzbarkeit sowie der potenziellen Emissionseinsparungen ist daher essenziell, um eine nachhaltige und effiziente Energieversorgung zu gewährleisten. Dieses Kapitel untersucht die Eignung des entwickelten Brennersystems für verschiedene Brennstoffszszenarien, bewertet die erzielten Verbrennungs- und Emissionsergebnisse und leitet daraus gezielte Handlungsempfehlungen für eine energie- und schadstoffoptimierte Nutzung ab. Dabei werden sowohl technische Aspekte wie die Anpassung der Brennertechnologie an unterschiedliche Brenngase, als auch wirtschaftliche und regulatorische Faktoren berücksichtigt, um die Implementierung erneuerbarer und prozessbedingter Brennstoffe in der Industrie zu erleichtern. Ziel der Analyse ist es, strategische Maßnahmen zur Optimierung des Brenneinsatzes zu identifizieren, die eine hohe Effizienz, Flexibilität und geringe Emissionen ermöglichen. Die Erkenntnisse aus dieser Untersuchung dienen als Grundlage für die zukünftige Entwicklung und Anwendung emissionsarmer Brennersysteme in der Industrie.

3.6.1 Analyse der Funktionsweise des Brenners, Materialverhaltens und des Flexibilitätspotenzials

Die experimentellen Untersuchungen zeigen, dass das neu entwickelte Brennersystem eine hohe Effizienz in Bezug auf die Verbrennung verschiedener Brenngase aufweist. Neben einer signifikanten Reduzierung der NO_x-Emissionen im Vergleich zu herkömmlichen

Industriebrennern konnte eine stabile Flammenbildung für eine Vielzahl von Brennstoffgemischen nachgewiesen werden. Insbesondere durch den Einsatz von Stützbrennstoffen wie Wasserstoff oder Erdgas konnte die Flammenstabilität bei Ammoniak-Zumischungen erheblich verbessert werden. Dabei erwiesen sich wasserstoffhaltige Brenngasmischungen als vorteilhafter, da sie eine höhere Stabilitätsgrenze aufwiesen als NH_3 -Erdgas-Gemische.

Die Untersuchung der Materialbeständigkeit ergab, dass die im Brennersystem eingesetzten Werkstoffe den thermischen und chemischen Belastungen standhalten. Der vordere Brennerbereich wurde aus dem hochtemperaturbeständigen Werkstoff 1.4828 gefertigt, der sich durch eine hohe Zunderbeständigkeit und gute mechanische Eigenschaften auszeichnet. Die zuführenden Rohrleitungen aus P235GH zeigten eine hohe Schweißbarkeit und Eignung für den Einsatz in Hochtemperaturanwendungen. Die thermische Belastung des Brennerkörpers blieb im vorgesehenen Betriebsbereich innerhalb der Materialgrenzwerte, sodass keine strukturellen Schäden oder signifikante Materialdegradationen festgestellt wurden. Ein weiterer wesentlicher Vorteil des Systems ist die hohe Flexibilität im Betrieb. Die Versuche belegen, dass der Brenner mit einer breiten Palette an Brennstoffen betrieben werden kann, darunter Methan (CH_4), Kohlenmonoxid (CO), Wasserstoff (H_2) und Ammoniak (NH_3). Die flexible Regelung des Massenstromverhältnisses ermöglicht eine Anpassung an unterschiedliche Brennstoffzusammensetzungen, wodurch das System an verschiedene industrielle Anwendungen angepasst werden kann. Besonders hervorzuheben ist die Möglichkeit, die Emissionswerte durch gezielte Luftstufung und interne Rauchgasrezirkulation signifikant zu senken, wodurch selbst bei der Verbrennung von Ammoniak niedrige NO_x -Werte erreicht werden konnten.

3.6.2 Analyse und Bewertung der erzielten Ergebnisse hinsichtlich des Regelbereichs, Schadstoffverhaltens und Leistungsanpassung.

Die Untersuchungen zeigten, dass die NO_x -Emissionen des neu entwickelten Brenners (siehe **Abbildung 3.52**) im Vergleich zum Referenzbrenner deutlich reduziert werden konnten. Bei der Verbrennung von Erdgas H wurde im angepassten Betrieb eine Verringerung der NO_x -Emissionen um rund 60 % im Vergleich zum Referenzwert (92,5 mg/kWh) erreicht.

Im flammenlosen Betriebsmodus (MILD) konnte die Reduktion unter optimalen Bedingungen sogar bis zu 98 % betragen. Eine ähnliche Tendenz wurde für Gasometergas, MeOH-Purgegas und Konvertergas festgestellt, bei denen die NO_x -Emissionen um 46 - 49 % niedriger waren als beim Referenzbrenner. Die Verbrennung von Wasserstoff zeigte die höchste NO_x -Reduktion im Flammenbetrieb, mit einer Minderung um etwa 73 %. Besonders niedrige NO_x -Werte wurden im flammenlosen Betrieb mit Erdgas H und (Roh-)Biogas erreicht. Während für eine stabile volumetrische Verbrennung (MILD) mit Erdgas spezifische Betriebsbedingungen erforderlich waren, stellte sich beim Biogas-Betrieb oberhalb der Zündtemperatur automatisch eine flammenlose Verbrennung ein. Dies galt auch für Ammoniak: Der Versuch, eine stabile Ammoniakflamme zu erzeugen, zeigte, dass der Brenner durch die effiziente Mischung von Luft, NH_3 und Rauchgas direkt in den flammenlosen Betrieb übergeht.

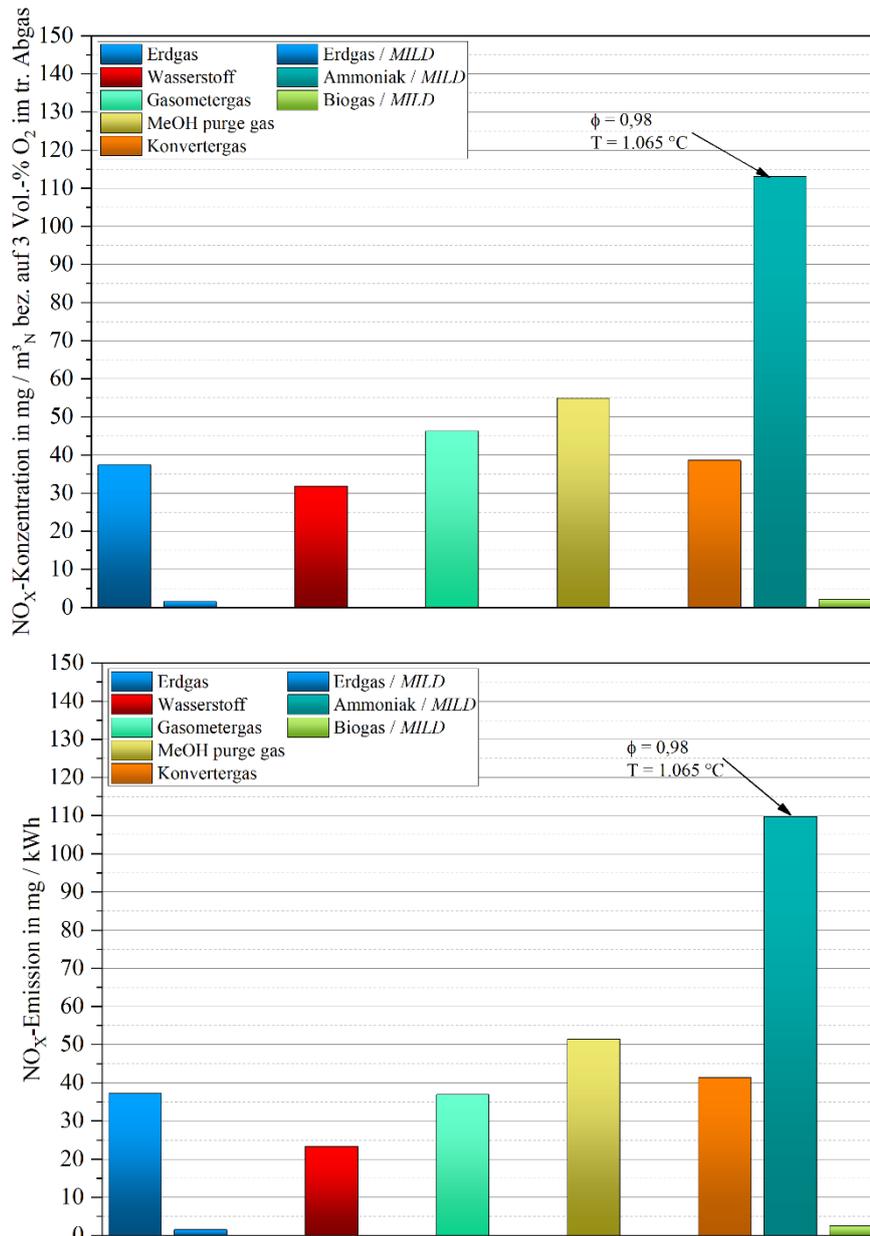


Abbildung 3.52: Ergebnisse der Untersuchung des BrEEga-Brenners bei der Nutzung verschiedener Brenngase ($Q_{th} = 180 \text{ kW}$, $T_{\text{Ofen,mittel}} \approx 850 \text{ }^\circ\text{C}$); oben: NO_x-Konzentration in mg/m³ bez. auf 3 Vol.-% O₂ im tr. Abgas, unten: NO_x-Emission in mg/kWh (Quelle: GWI)

Diese Betriebsweise erwies sich als besonders effektiv zur Minimierung von NO_x- und N₂O-Emissionen, selbst bei einem Brenngas mit hohem NO-Bildungspotenzial. Die resultierenden NO_x-Emissionen lagen nur etwa 10 % über dem geltenden Grenzwert – eine bemerkenswerte Leistung, da Ammoniak-Verbrennung in den aktuellen Regelwerken (z. B. TA-Luft) noch nicht berücksichtigt ist. Neben der Brenngasflexibilität war ein weiteres zentrales Ziel des neu entwickelten Brennersystems die Maximierung des Regelbereichs, insbesondere für Anwendungen mit schwankender Leistungsanforderung, wie sie in Industriekesseln vorkommen. Während herkömmliche Brennersysteme typischerweise einen Regelbereich von 1 : 10 aufweisen, konnte mit dem neuen System ein deutlich erweiterter Bereich realisiert werden.

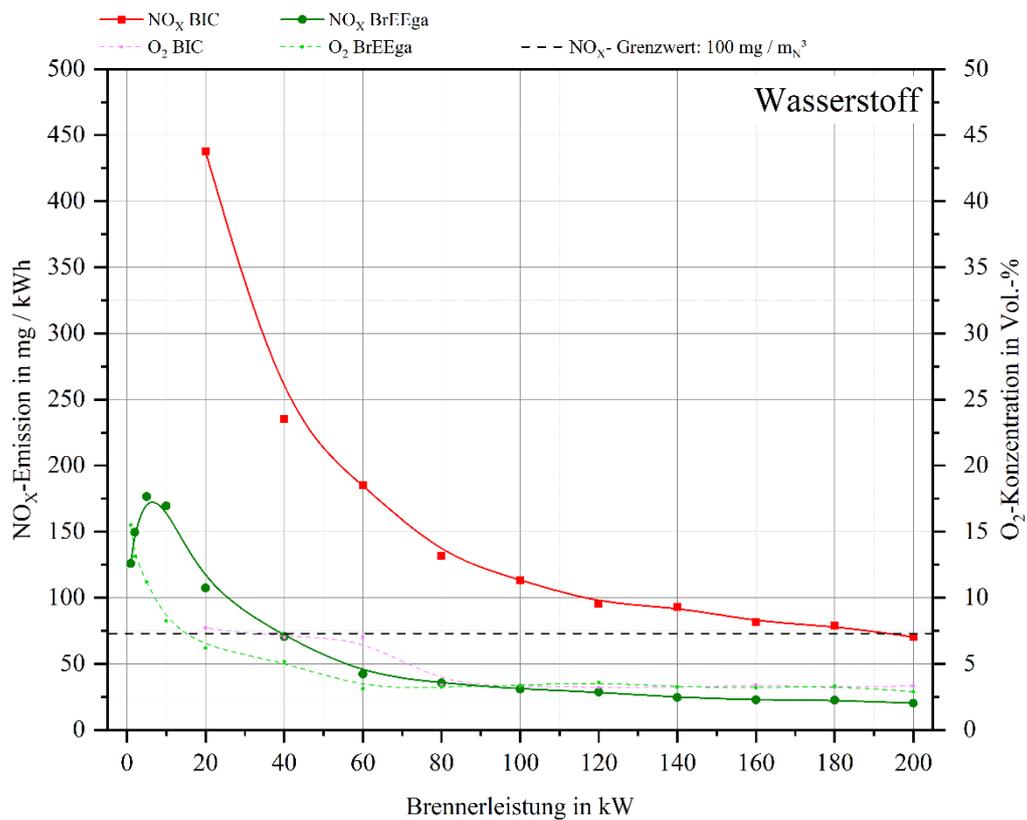
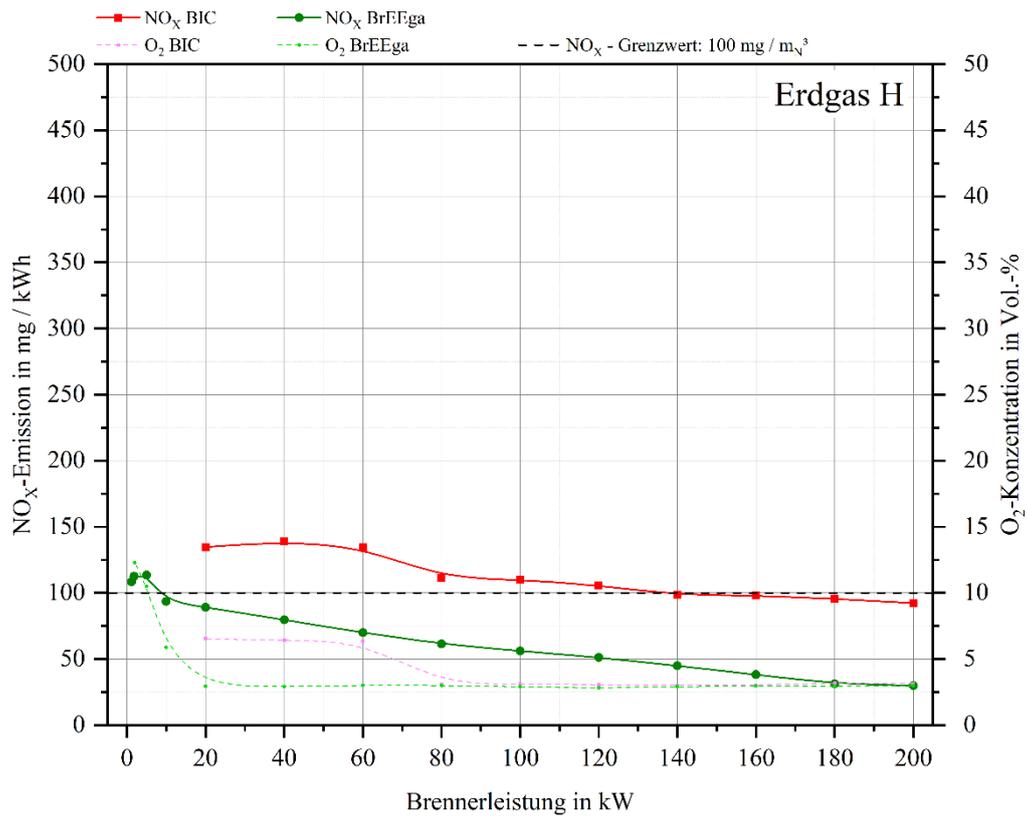


Abbildung 3.53: Vergleich der lastbedingten NO_x-Emissionen des BIC- und des BrEEga-Brenners; oben: Erdgas H, unten: Wasserstoff (Quelle: GWI)

Zur Untersuchung des Lastverhaltens wurden Erdgas H und Wasserstoff in einem Hochtemperaturversuch verbrannt. Wie anhand der **Abbildung 3.53** erkennbar ist, zeigen die Ergebnisse, dass der konventionelle Industriebrenner (BIC) die geltenden NO_x -Grenzwerte nur in einem begrenzten Leistungsbereich einhält und bei niedrigen Lasten instabil wird. Insbesondere im Schwachlastbetrieb ($Q_{\text{th}} \leq 60 \text{ kW}$) führte die Verbrennung von Wasserstoff zu stark erhöhten NO_x -Emissionen, wobei die Emissionen bei einer Leistung von 20 kW mehr als dreimal so hoch waren wie bei Erdgas H. Im Gegensatz dazu unterschritt das neue Brennersystem bei der Verbrennung von Erdgas H die Emissionsgrenzwerte über einen weiten Leistungsbereich ($10 \leq Q_{\text{th}} \leq 200 \text{ kW}$) und konnte selbst bei sehr niedrigen Lasten unter 1 kW stabile Flammen aufrechterhalten. Dies entspricht einem Regelbereich von 1 : 200. Besonders vorteilhaft erwies sich dabei die Möglichkeit zur Anpassung der Mengenverteilung, wodurch das Impulsstromverhältnis konstant gehalten werden konnte. Die Untersuchungen verdeutlichen die hohe Relevanz der konstruktiven Gestaltung für eine flexible Brenngasanwendung. Durch die optimierte Regelung des neuen Brenners konnte der Leistungsbereich, in dem NO_x -Emissionen unterhalb der Grenzwerte lagen, signifikant erweitert werden, insbesondere im Betrieb mit Wasserstoff ($40 \leq Q_{\text{th}} \leq 200 \text{ kW}$).

3.6.3 Bewertung des CO_2 -Einsparpotentials

Das entwickelte Brennersystem bietet ein erhebliches Einsparpotenzial im Hinblick auf die Reduktion fossiler Brennstoffe, indem es die Nutzung von erneuerbar erzeugbaren Brenngasen wie synthetischem Methan (SNG), Biogas, Wasserstoff (H_2) und Ammoniak (NH_3) sowie industriellen Prozessgasen ermöglicht. Ziel der Entwicklung war es, eine effiziente und flexible Verbrennungstechnologie bereitzustellen, die fossile Energieträger weitgehend substituiert und damit zur Dekarbonisierung thermischer Prozesse beiträgt. Durch die Nutzung von SNG und Biogas können bestehende Gasinfrastrukturen weiterhin verwendet werden, während gleichzeitig die CO_2 -Bilanz verbessert wird. SNG kann aus erneuerbarem Strom mittels Power-to-Gas-Technologien erzeugt werden, während Biogas aus organischen Reststoffen gewonnen wird. Beide Brenngase ermöglichen eine nahezu klimaneutrale Wärmeerzeugung und können in der Industrie direkt fossiles Erdgas ersetzen. Wasserstoff und Ammoniak bieten als speicherbare Energieträger weiteres Substitutionspotenzial. Wasserstoff kann über Elektrolyse aus erneuerbaren Energien gewonnen werden und stellt eine kohlenstofffreie Alternative zu fossilen Brennstoffen dar. Ammoniak bietet zusätzlich den Vorteil einer höheren Energiedichte und einfacheren Speicherung, was ihn besonders für industrielle Hochtemperaturanwendungen attraktiv macht. Das Brennersystem wurde gezielt darauf ausgelegt, diese Brennstoffe effizient und mit geringen Emissionen zu nutzen. Neben erneuerbaren Brennstoffen kann der Brenner auch zur energetischen Verwertung von Prozessgasen eingesetzt werden. Viele industrielle Prozesse erzeugen energiereiche Abgase, die bislang oft ungenutzt bleiben oder unkontrolliert abgefackelt werden. Die Möglichkeit, diese Gase in einem flexiblen Brennersystem zu verwerten, erhöht die Energieeffizienz erheblich und trägt zur Reduktion des Primärenergiebedarfs bei. Das flexible Design des Brennersystems erlaubt eine dynamische

Anpassung an verschiedene Brennstoffzusammensetzungen und Lastanforderungen. Dies ermöglicht nicht nur die Nutzung von reinen und gemischten erneuerbaren Brenngasen, sondern auch den effizienten Betrieb mit schwankender Gaszusammensetzung in industriellen Prozessen. Insgesamt zeigt das System ein hohes Potenzial zur Reduktion fossiler CO₂-Emissionen, indem es die direkte Substitution von Erdgas und anderen fossilen Brennstoffen ermöglicht, ohne geometrische Brenneranpassungen vorzunehmen. Durch die Kombination von erneuerbaren Energieträgern und industriellen Prozessgasen kann die Energieeffizienz von Produktionsanlagen gesteigert und gleichzeitig ein entscheidender Beitrag zur Klimaneutralität industrieller Anwendungen geleistet werden.

3.6.4 Aufzeigen von Möglichkeiten, Potenzialen und Hemmnissen

Das entwickelte Brennersystem eröffnet zahlreiche Möglichkeiten für eine nachhaltige und flexible Energieversorgung in industriellen Prozessen. Durch seine hohe Brennstoffflexibilität kann es mit erneuerbar erzeugten Brenngasen wie synthetischem Methan (SNG), Biogas, Wasserstoff (H₂) und Ammoniak (NH₃) sowie mit industriellen Prozessgasen betrieben werden. Dies ermöglicht eine direkte Substitution fossiler Brennstoffe und trägt maßgeblich zur Dekarbonisierung thermischer Prozesse bei. Besonders vorteilhaft ist das hohe Lastflexibilitätspotenzial, das durch einen erweiterten Regelbereich von 1 : 200 eine effiziente Nutzung in unterschiedlichen Betriebszuständen erlaubt. Dies ist insbesondere für Anwendungen mit schwankendem Energiebedarf oder variierender Gaszusammensetzung von Bedeutung. Ein weiteres Potenzial liegt in der Reduktion von Schadstoffemissionen. Durch die gezielte Steuerung der Massenströme sowie den Einsatz von Luftstufung und interner Rauchgasrezirkulation konnten die NO_x-Emissionen signifikant gesenkt werden. Diese Technologie ermöglicht es, selbst herausfordernde Brennstoffe wie Ammoniak oder wasserstoffreiche Gase schadstoffarm zu verbrennen und die Einhaltung zukünftiger Emissionsgrenzwerte sicherzustellen. Neben der direkten CO₂-Reduktion durch den Ersatz fossiler Brennstoffe bietet das Brennersystem auch Potenzial für eine erhöhte Energieeffizienz. Die Verwertung von Prozessgasen, die bislang ungenutzt bleiben, kann den externen Energiebedarf industrieller Anlagen erheblich senken und die Wirtschaftlichkeit verbessern. Trotz der vielversprechenden Möglichkeiten gibt es technische, wirtschaftliche und infrastrukturelle Hemmnisse, die einer breiten Implementierung entgegenstehen. Die Versorgung mit erneuerbaren Brenngasen wie grünem Wasserstoff oder synthetischem Methan ist derzeit noch begrenzt und mit hohen Produktionskosten verbunden. Auch die notwendige Infrastruktur zur Speicherung, Verteilung und sicheren Nutzung dieser Brennstoffe muss weiter ausgebaut werden. Darüber hinaus erfordert der Einsatz des neuen Brennersystems ggfs. Anpassungen bestehender Anlagen. Dies kann zusätzliche Investitionen bedeuten, insbesondere wenn Sicherheitsanforderungen für neue Brennstoffe wie z. B. Ammoniak berücksichtigt werden müssen. Abseits der rein technischen Betrachtung müssen auch regulatorische Hürden berücksichtigt werden: gesetzliche Vorschriften und Emissionsgrenzwerte sind derzeit primär auf konventionelle Brennstoffe ausgelegt. Für alternative Brenngase wie Ammoniak fehlen in einigen Bereichen noch klare Richtlinien, was

die Genehmigung neuer Anlagen erschweren kann. Ferner ist im Hinblick auf die Wirtschaftlichkeit und Marktdurchdringung der Übergang zu erneuerbaren Brenngasen mit wirtschaftlichen Unsicherheiten verbunden. Während die langfristigen Einsparungen durch geringere CO₂-Kosten und höhere Energieeffizienz attraktiv sind, stellen die anfänglichen Investitionskosten eine Hürde für viele Unternehmen dar. Fazit: Das entwickelte Brennersystem bietet großes Potenzial für eine nachhaltige, flexible und emissionsarme Energieversorgung in der Industrie. Die hohe Brennstoffvielfalt, Lastflexibilität und Emissionsminderung machen es zu einer zukunftsfähigen Technologie. Um die breite Umsetzung zu ermöglichen, müssen jedoch wirtschaftliche Anreize, technologische Weiterentwicklungen und angepasste regulatorische Rahmenbedingungen geschaffen werden. Nur so kann das volle Potenzial zur Substitution fossiler Brennstoffe und zur Dekarbonisierung industrieller Prozesse realisiert werden.

3.6.5 Handlungsempfehlung für die Umsetzung

Die energie- und emissionsoptimierte Nutzung erneuerbarer Brenngase und industrieller Prozessgase erfordert eine ganzheitliche Strategie, die technologische, wirtschaftliche und regulatorische Aspekte berücksichtigt. Basierend auf den durchgeführten Untersuchungen und den erzielten Ergebnissen lassen sich folgende Handlungsempfehlungen ableiten:

1. Brennstoffanpassung durch individuelle Potenzialanalyse

Für eine optimale Nutzung alternativer Brenngase sollte zunächst eine standortspezifische Potenzialanalyse durchgeführt werden. Dabei sind sowohl vorhandene Prozessgase als auch potenziell verfügbare erneuerbare Brenngase (z. B. SNG, Biogas, H₂, NH₃) hinsichtlich ihrer Menge, Zusammensetzung und langfristigen Verfügbarkeit zu bewerten.

Auf Basis dieser Analyse ist die Brenngasmatrix unter Berücksichtigung der jeweiligen brennstoffspezifischen Eigenschaften zu prüfen. Dazu gehören Verbrennungseigenschaften wie Flammenstabilität, Zündverhalten und Emissionspotenziale. Anschließend sollten sinnvolle Brenngasmatrizen erarbeitet werden, die eine flexible und effiziente Nutzung der verfügbaren Brennstoffe ermöglichen. Dies gewährleistet eine optimale Anpassung des Brennersystems an die spezifischen Gegebenheiten des jeweiligen Standorts und maximiert die Energieeffizienz sowie die Emissionsreduktion.

2. Technische Optimierung der Verbrennungssysteme

Aufbauend auf der standortspezifischen Brenngasanalyse muss ein geeignetes Brennersystem ausgewählt oder angepasst werden, das die identifizierte Brenngasmatrix optimal verwerten kann. Die Komplexität dieser Anpassung ergibt sich maßgeblich aus den unterschiedlichen Brennstoffcharakteristika, wie Flammenstabilität, Zündverhalten und Schadstoffbildung.

Um eine effiziente und emissionsarme Verbrennung sicherzustellen, sind konstruktive und verfahrenstechnische Kompensationsstrategien erforderlich. Dazu gehören die Optimierung der Luftzufuhr, die Anpassung der Brennergeometrie sowie der Einsatz von Regelungstechniken, um die Schwankungen in der Brennstoffzusammensetzung auszugleichen. Insbesondere

für NH₃-haltige Gase müssen Maßnahmen zur Emissionsminderung integriert werden, um eine schadstoffarme Verbrennung zu gewährleisten.

Ein flexibles Brennersystem sollte darüber hinaus in der Lage sein, Lastschwankungen auszugleichen und eine stabile Verbrennung auch bei variierenden Brennstoffzusammensetzungen sicherzustellen. Die technische Umsetzung erfordert eine sorgfältige Abstimmung zwischen Brennstoffauswahl, Luftstufung, Rauchgasrezirkulation und Steuerungstechnologien mit dem eigentlichen Prozess, um eine hohe Energieeffizienz und minimale Emissionen zu gewährleisten.

3. Betriebsweise und Lastflexibilität

Dynamische Anpassung der Betriebsparameter: Brenner mit hoher Lastflexibilität sollten genutzt werden, um auf schwankende Energiebedarfe und variable Brennstoffverfügbarkeiten reagieren zu können. Das getestete Brennersystem mit einem Regelbereich von 1 : 200 bietet hier entscheidende Vorteile. Einsatz in variierenden Temperaturbereichen: Die Emissionswerte sind stark temperaturabhängig. Eine kontrollierte Anpassung der Ofenraumtemperatur kann dazu beitragen, NO_x- und N₂O-Emissionen zu minimieren. Falls prozesstechnisch umsetzbar, sollte eine flammenlose Verbrennung (MILD-Combustion) angestrebt werden, da hiermit niedrige NO_x-Werte realisiert werden können.

4. Infrastruktur und wirtschaftliche Aspekte

Um erneuerbare Brenngase effizient nutzen zu können, sind Investitionen in Transport- und Speicherinfrastrukturen für Wasserstoff, SNG und NH₃ erforderlich. Besonders für NH₃ müssen Sicherheitsstandards und Materialkompatibilitäten beachtet werden. Ferner sollten Unternehmen gezielt durch Emissionszertifikate, Steuervergünstigungen und Förderprogramme unterstützt werden, um den Umstieg auf erneuerbare Brennstoffe wirtschaftlich attraktiv zu machen.

5. Regulatorische Anpassungen und Genehmigungsprozesse

Derzeit fehlen klare Regulierungen für die Verbrennung von „neuen“ Brenngasen wie z. B. Ammoniak in Richtlinien wie der TA-Luft [70]. Eine Anpassung der gesetzlichen Rahmenbedingungen ist erforderlich, um den Einsatz alternativer Brennstoffe zu erleichtern. Zukünftige Grenzwerte sollten darüber hinaus Brennstoffspezifika berücksichtigen und differenzierte Regelungen für Brenngase erneuerbaren Ursprungs ermöglichen.

Zusammenfassend ist festzuhalten, dass die effiziente und schadstoffarme Nutzung erneuerbarer Brenngase und Prozessgase eine Kombination aus technischer Optimierung, flexibler Betriebsweise, wirtschaftlicher Förderung und regulatorischer Anpassung erfordert. Durch den gezielten Einsatz innovativer Brennertechnologien, wie dem entwickelten System, kann ein entscheidender Beitrag zur Dekarbonisierung industrieller Prozesse geleistet werden.

Langfristig ermöglichen diese Maßnahmen eine nachhaltige, sichere und wirtschaftliche Energieversorgung, die unabhängig von fossilen Brennstoffen funktioniert.

3.7 Zusammenfassung der Ergebnisse zur Brennerentwicklung

Das Ziel des Vorhabens war die Entwicklung eines brenngas- und lastflexiblen Brennersystem, das neben einer industriellen Tauglichkeit zudem die aus der Verbrennung resultierenden Schadstoffemissionen (NO_x, CO, etc.) auf ein Minimum reduziert. Die Untersuchungen bestätigen die erfolgreiche Entwicklung eines innovativen und flexiblen Brennersystems, das eine effiziente und emissionsarme Verbrennung verschiedenster Brenngase ermöglicht. Durch die gezielte Anpassung der Massenstromverteilung sowie konstruktive Maßnahmen wie Luftstufung und interne Rauchgasrezirkulation konnte eine signifikante Reduzierung der NO_x-Emissionen erreicht werden. Insbesondere bei der Verbrennung von Ammoniak zeigte sich die Bedeutung von Stützbrennstoffen, wobei Wasserstoff eine höhere Flammenstabilität als Erdgas gewährleistete. Das Materialverhalten wurde im Betrieb validiert: Der verwendete hochtemperaturbeständige Stahl 1.4828 sowie die Druckbehälterstahl-Rohrleitungen aus P235GH erwiesen sich als beständig gegenüber thermischen und chemischen Belastungen. Ein herausragendes Ergebnis ist die hohe Brennstoffflexibilität des Systems, das für Methan, Kohlenmonoxid, Wasserstoff und Ammoniak geeignet ist. Zudem konnte ein erweiterter Regelbereich von 1 : 200 nachgewiesen werden, wodurch der Brenner sowohl für Hoch- als auch für Teillastbetrieb optimiert wurde. Zusätzlich wurde eine Simulation einer realen Produktionsanlage mit dem hochskalierten Brenner durchgeführt, die vielversprechende Ergebnisse lieferte. Sie bestätigte, dass das Brennersystem besonders gut für die energetische Nutzung von Prozessgasen geeignet ist. Darüber hinaus erwies sich die Lastflexibilität als großer Vorteil, da der Brenner an wechselnde Betriebsbedingungen angepasst werden kann, ohne die Effizienz oder die Emissionswerte zu beeinträchtigen.

Zusammenfassend zeigt das neu entwickelte Brennersystem großes Potenzial für die industrielle Nutzung, insbesondere zur Dekarbonisierung thermischer Prozesse durch den Einsatz alternativer Brennstoffe.

4 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit

Im Bearbeitungszeitraum wurden die Arbeiten gemäß den Arbeitspaketen durchgeführt. Die Arbeiten erfolgten entsprechend dem Arbeitsplan und teilweise darüber hinaus und waren notwendig und angemessen. Die für dieses Projekt eingeplanten Ressourcen wurden ausgeschöpft. Die angestrebten Ergebnisse wurden im Laufe des Vorhabens erreicht. Für die durchgeführten theoretischen und praktischen Arbeiten waren die eingeplanten Mitarbeiter (Techniker und Ingenieure) der beteiligten Forschungspartner im beantragten Umfang tätig.

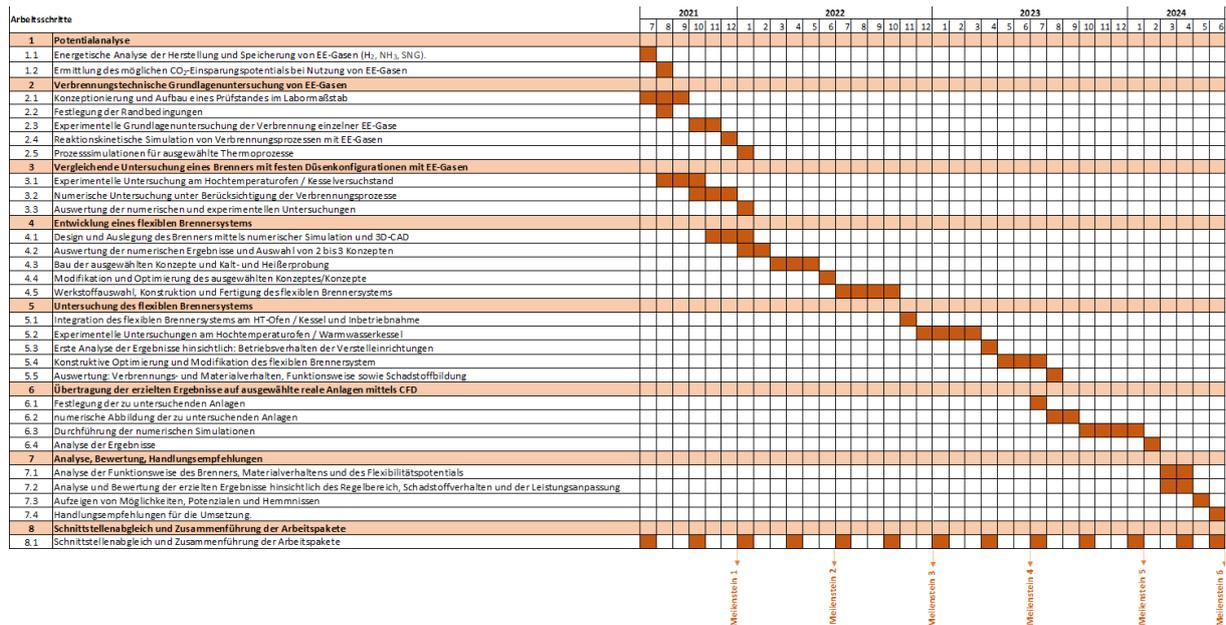


Abbildung 4.1: Arbeitsplan zum Forschungsvorhaben

5 Fortschreibung des Verwertungsplans

Das Projekt und erste Ergebnisse wurden auf folgenden Tagungen/Messen/Konferenzen, auf Webseiten und in folgenden Zeitschriften vorgestellt und veröffentlicht:

- Projektsteckbrief unter: <https://www.qwi-essen.de/medien/publikationen/aktuelle-steckbriefe/breeqa.pdf>
- <https://www.enarqus.de/pub/bscw.cgi/?op=enarqus.eps2&q=EA3204&m=2&v=10&id=6802466>
- https://www.industrie-energieforschung.de/news/de/breeqa_flexibler_brenner_fuer_regenerative_gase_technologieoffensive_wasserstoff
- Biebl, M., Leicher, J., Giese, A., Görner, K.: Untersuchung zum Einsatz Ammoniak von zur dezentralen Wärmebereitstellung. *prozesswärme 05/2022*, S. 53 – 57
- Giese, A., Biebl, M.: Ammoniak eine interessante Alternative zur Reduktion der CO₂-Emissionen in der Thermoprozessindustrie!?, *Industrielle Brennertechnik & nachhaltige Wärmeerzeugung*, 02.11.2022, Salzgitter
- Leicher, J., Biebl, M.: Ammoniak als Brennstoff, *VGBE Event: Brennstoffe, Feuerungen und Abgasreinigung*, 29.09.2022, Hamburg
- Giese, A.: Wasserstoff Brennstoff der Zukunft, *Würzburger Ziegellehrgang*, 29.11.2022, Würzburg
- Giese, A., Biebl, M.: Ammoniak eine interessante Alternative zur Reduktion der CO₂-Emissionen in der Thermoprozessindustrie!?, *internes ThyssenKrupp-Meeting zum Thema Ammoniak*, 14.12.2022
- Biebl, M.: Ammoniak als Brennstoff, *GWV-Veranstaltung: Energiewende Industrie - Schwerpunkt Resilienz*, 16. März 2023, Essen
- Poster: BrEEGa - Entwicklung eines innovativen Brennersystems zur Einsparung von fossilem CO₂ durch die flexible Nutzung von Gasen erneuerbaren Ursprungs und Prozessgasen der Industrie. *ENERGIEFORSCHUNG VERNETZT – 1. SYMPOSIUM DER FORSCHUNGSNETZWERKE*, Berlin, 13. - 14.06.2023
- Poster: *Experimental and simulation investigations of the combustion of blends of ammonia with hydrogen and natural gas in industrial non-premixed burners. Thermoprocess*, Düsseldorf, 12. – 16.06.2023
- Biebl, M., Leicher, J., Giese, A., Görner, K.: Untersuchungen zur Verbrennung von NH₃/H₂- und NH₃/Erdgas-Gemischen im semi-industriellen Maßstab, 31. *Deutscher Flammentag*, 27.-28.09.2023, Berlin
- Biebl, M., Leicher, J., Giese, A., Görner, K.: Untersuchung zum Einsatz von Ammoniak als Brenngas zur dezentralen Bereitstellung von Prozesswärme, *Vortrag auf dem 55. Kraftwerktechnischen Kolloquium*, 10.-11.10.2023, Dresden
- Biebl, M., Leicher, J.: Ammoniakversuche am GWV, *GWV-Veranstaltung: Ammoniak-mehr als ein Molekül*, 24.10.2023, Essen
- Biebl, M.: Untersuchung zum Einsatz von Ammoniak als Brenngas zur dezentralen Bereitstellung von Prozesswärme, *8.forum.feuerungstechnik, TÜV Süd*, 23.-24.11.2023, München

- Giese, A., Biebl, M., Leicher, J.: *Bewertung von Stickoxidemissionen beim Einsatz von Wasserstoff und Ammoniak in Verbrennungsprozessen. Vortrag „Industrielle Brennertechnik und nachhaltige Wärmeerzeugung“*, 07. – 08. November 2023 Koblenz
- Giese, A., Biebl, M., Leicher, J.: *Ammoniak: eine CO₂-neutrale Alternative !?*, Vortrag SBG-Fachseminar, 20. November Duisburg
- Giese, A., Biebl, M., Leicher, J.: *Ammoniak - ein alternativer CO₂-neutraler Brennstoff !?*, DVGW-Veranstaltungsreihe Lunch & Learn, 19.06.2024, Online
- Giese, A., Biebl, M., Leicher, J.: *Ammoniak als Dekarbonisierungsoption für eine dezentrale Prozesswärmebereitstellung*, 4. Technikforum Wasserstoff – DVGW, 23.04.2024, Online
- Giese, A., Biebl, M., Leicher, J.: *Ammoniak als CO₂-neutraler Brennstoff!?*, Symposium „Das Wasser ist die Kohle der Zukunft“, 28.05.2024, Halle
- Giese, A., Biebl, M., Leicher, J.: *Zukünftige Optionen von H₂ und NH₃ im Energiesektor*, 5. Sitzung der WG „Brennstoff/Feuerungen/Abgasreinigung (BFA)“, vgb, 07.03.2024, Lünen
- *European Combustion Meeting (ECM 23), Poster, April 23*
- *Flammentag (DVV), Vortrag und conference paper, September 23*
- *Kraftwerktechnisches Kolloquium, Vortrag, Oktober 23*
- *„Untersuchung zum Einsatz von Ammoniak als Brenngas zur dezentralen Bereitstellung von Prozesswärme“; Wasserstoff 2023: Hydrogen, HRSG: Michael Beckmann, Antonio Hurtado, 1. Auflage. IKS-Verlag, Freiberg, 2023. M. Biebl, J. Leicher, A. Giese, und K. Görner*
- *European Conference on Industrial Furnaces and Boilers (INFUB), Vortrag, April 24*
- *Journal Veröffentlichung: “A comprehensive study of non-premixed combustion of ammonia and its blends: flame stability and emission reduction” Journal FUEL; M. Biebl, J. Leicher, A. Giese, C. Wieland*

Es wurde eine Patentanmeldung seitens des Forschungspartners Friedrich Ley GmbH durchgeführt:

- Patentanmelder: Friedrich Ley GmbH.
 Titel der Patentanmeldung: „Brenner zu Verringerung von Stickoxiden“.
 Amtliches Aktenzeichen: 102025105445.2

Weiterhin sind folgende Veröffentlichungen geplant:

- Abschlussbericht auf den Webseiten der Forschungspartner
- Veröffentlichung im Rahmen einer Dissertation, 2. Quartal 2025
- Veröffentlichung auf der INFUB 2026 als Vortrag und conference paper
- Veröffentlichung in den Zeitschriften Aluminium, Prozesswärme, ...

6 Literatur

- [1] „Erneuerbare Energien“, Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz. [Online]. Verfügbar unter: <https://www.bmwk.de/Redaktion/DE/Dossier/erneuerbare-energien.html>
- [2] „Endenergieverbrauch nach Energieträgern und Sektoren“, Umweltbundesamt. [Online]. Verfügbar unter: <https://www.umweltbundesamt.de/daten/energie/energieverbrauch-nach-energietraegern-sektoren#allgemeine-entwicklung-und-einflussfaktoren>
- [3] „Abkommen von Paris“, Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz. [Online]. Verfügbar unter: <https://www.bmwk.de/Redaktion/DE/Artikel/Industrie/klimaschutz-abkommen-von-paris.html>
- [4] Steiner, K., Schrader, A., „Komponenten von Einspeisesystemen“, 2. Aufl., Essen: Vulkan-Verlag, 2020, S. 353–374.
- [5] Cerbe, G., *Grundlagen der Gastechnik: Gasbeschaffung - Gasverteilung - Gasverwendung*, 8. Aufl. Carl Hanser Verlag GmbH & Co KG, 2017.
- [6] I. Glassman und R. A. Yetter, *Combustion*, 4th ed. Amsterdam Boston: Elsevier, 2008.
- [7] 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*, 28. Januar 2025. [Online]. Verfügbar unter: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2025.134501>
- [8] A. Huber, „Auswirkung von Wasserstoff und Erdgas-Wasserstoffgemischen auf Gebläse-brenner“, *Prozesswärme*, Nr. Sonderdruck, Apr. 2020.
- [9] Fiehl, M., „Biogasbefuerung in der Glasproduktion zur Energieeinsparung und Emissionsreduzierung - Untersuchung der Umsetzung an einer realen Glasschmelzwanne“, Gas- und Wärme-Institut Essen e.V., Essen, Abschlussbericht AiF-Forschungsprojekt IGF-Nr.18685 N, 2017.
- [10] J. G. Wüning, Hrsg., *Handbuch der Brennertechnik für Industrieöfen: Grundlagen, Brennertechniken, Anwendungen*, 3. Auflage. Essen: Vulkan-Verl, 2019.
- [11] A. Giese, M. Fiehl, B. Islami, N. Rupiatta, und G. Klotz, „Entwicklung eines flexiblen Brennersystems zur Steigerung der Anlagenflexibilität und Reduzierung der Schadstoffemissionen -Akronym: FLENO“, Essen, Abschlussbericht AiF-ZIM ZIM-Projekt-Nr.: ZF4031802ST7, 2019.
- [12] Baukal, C.E., Jr., Hrsg., *Industrial Burners Handbook*. Boca Raton: CRC Press, 2003. [Online]. Verfügbar unter: <ftp://ftp.demec.ufmg.br/ema867j/Livros%20selecionados/QueimadoresInd/>
- [13] „Anteil erneuerbarer Energien an der öffentlichen Nettostromerzeugung pro Monat in Deutschland von Februar 2024 bis Februar 2025“, Fraunhofer ISE. [Online]. Verfügbar unter: <https://de.statista.com/statistik/daten/studie/779784/umfrage/monatlicher-anteil-erneuerbarer-energien-an-der-stromerzeugung-in-deutschland/>
- [14] „Technische Regel - Arbeitsblatt DVGW G260 (A), „Gasbeschaffenheit“, Bonn, 2013.

- [15] M. Binnewies, M. Finze, M. Jäckel, P. Schmidt, H. Willner, und G. Rayner-Canham, *Allgemeine und anorganische Chemie*, 3., Vollständig überarbeitete Auflage. in Lehrbuch. Berlin: Springer Spektrum, 2016. doi: 10.1007/978-3-662-45067-3.
- [16] „Haber-Bosch-Process“, electrifyingourworld. Zugegriffen: 20. Januar 2025. [Online]. Verfügbar unter: https://electrifyingourworld.com/?page_id=1345
- [17] M. Zapf, *Stromspeicher und Power-to-Gas im deutschen Energiesystem: Rahmenbedingungen, Bedarf und Einsatzmöglichkeiten*. Wiesbaden; [Heidelberg]: Springer Vieweg, 2017. doi: 10.1007/978-3-658-15073-0.
- [18] „Wasserstoffbereitstellung mittels Wasserelektrolyse: Stand der Technik und Perspektiven“, gehalten auf der 12. Niedersächsische Energietage, Hannover, 5. November 2019.
- [19] Hebling, C., Ragwitz, M., Fleiter, T., Groos, U., Härle, D., Held, A., Jahn, M., Müller, N., Pfeifer, T., Plötz, P., Tanzmeyer, O., Schaadt, A., Sensfuß, F., Smolinka, T., Wietschel, M., „Eine Wasserstoff-Roadmap für Deutschland“, Fraunhofer-Institut, Karlsruhe, Freiburg, 2019. [Online]. Verfügbar unter: https://www.ise.fraunhofer.de/content/dam/ise/de/documents/publications/studies/2019-10_Fraunhofer_Wasserstoff-Roadmap_fuer_Deutschland.pdf
- [20] K. Oehmichen u. a., „Technische und methodische Grundlagen der THG-Bilanzierung von Biomethan“, DBFZ Deutsches Biomasseforschungszentrum, Handreichung, 2015.
- [21] „Basisdaten Bioenergie Deutschland 2021“, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. (FNR), 2021.
- [22] S. Fendt, A. Buttler, M. Gaderer, und H. Spliethoff, „Comparison of synthetic natural gas production pathways for the storage of renewable energy“, *WIREs Energy and Environment*, Nr. Volume 5, Issue 3, S. 327–350, Juni 2016.
- [23] S. Heyne, „Bio-SNG from Thermal Gasification – Process Synthesis, Integration and Performance“, Chalmers University of technology, 2013.
- [24] R. Taylor, J. Howes, und A. Bauen, „Review of technologies“, NNFCC, 2009.
- [25] T. Gröbl, H. Walter, und M. Haider, „Biomass steam gasification for production of SNG – Process design“, *Applied Energy*, Bd. Elsevier, S. 451–461, 2012.
- [26] S. Rönsch, „Optimierung und Bewertung von Anlagen zur Erzeugung von Methan, Strom und Wärme aus biogenen Festbrennstoffen“, Technischen Universität Hamburg-Harburg, 2011.
- [27] E. Billig, „Bewertung technischer und wirtschaftlicher Entwicklungspotenziale künftiger und bestehender Biomasse-zu-Methan-Konversionsprozesse“, DBFZ, 2016.
- [28] M. Gassner und F. Maréchal, „Optimal process design for thermochemical production of fuels from biomass“, 2009.
- [29] C. Müller, F. Graf, F. Lehnert, und R. Erler, „Technologien und Potenziale der Biomassevergasung in Deutschland“, DVGW, Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V., 2019.
- [30] G. Göttlicher, *Energetik der Kohlendioxidrückhaltung in Kraftwerken*. Düsseldorf: VDI Verlag, 1999.

- [31] T. Schaaf, J. Grünig, M. R. Schuster, T. Rothenfluth, und A. Orth, „Methanation of CO₂-storage of renewable energy in a gas distribution system“, *Energy Sustain. Soc.*, 2014.
- [32] K. Ghaib, *Das Power-to-Methane-Konzept*. Springer Vieweg Verlag, 2017.
- [33] J. Baier, G. Schneider, und A. Heel, „A Cost Estimation for CO₂ Reduction and Reuse by Methanation from Cement Industry Sources in Switzerland“, *Frontiers in Energy Research*, 2018.
- [34] M. Younas, L. Kong, und M. Bashir, „Recent Advancements, Fundamental Challenges, and Opportunities in Catalytic Methanation of CO₂“, Bd. *Energy Fuels*, 2016.
- [35] A. Perna, L. Moretti, G. Ficco, G. Spazzafumo, und M. Dell’Isola, „SNG Generation via Power to Gas Technology: Plant Design and Annual Performance Assessment“, *Applied Sciences*, 2020.
- [36] F. Graf, M. Götz, und S. Bajohr, „Injection of biogas, SNG and hydrogen“, *gwf Gas+Erdgas*, Nr. International issue. 2, S. 30–40, 2011.
- [37] R. Moradi und K. Groth, „Hydrogen storage and delivery: Review of the state“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. Vol. 44, Nr. Elsevier, 2019.
- [38] G. Müller-Syring, M. Henel, W. Köppel, M. Sterner, und T. Höcher, „Entwicklung von modularen Konzepten zur Erzeugung, Speicherung und Speisung von Wasserstoff und Methan ins Erdgasnetz“, DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V., 2013.
- [39] „Storage, transmission and distribution of hydrogen“, IEA, Paris, 2019.
- [40] Z. Cesaro, R. M. Nayak-Luke, und R. Bañares-Alcántara, „Energy Storage Technologies: Power-to-X“, *Techno-Economic Challenges of Green Ammonia as an Energy Vector*, Nr. Academic Press, 2021.
- [41] H. Barthelemy, M. Weber, und F. Barbier, „Hydrogen storage: Recent improvements and industrial perspectives“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. Vol.42, Nr. Elsevier, 2017.
- [42] D. J. Durbin und C. Malardier-Jugroot, „Review of hydrogen storage techniques“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. Vol. 38, Nr. Elsevier, 2013.
- [43] N. Meyer-Larsen, R. Knischka, M. Dreyer, H. Kramer, und F. Arendt, „Die Rolle der maritimen Wirtschaft bei der Etablierung einer deutschen Wasserstoffwirtschaft“, Institut für Seeverkehrswirtschaft und Logistik (ISL), Bremerhaven/Bremen, 2021.
- [44] C. Hank *u. a.*, „Energy Efficiency and Economic Assessment of Imported Energy Carriers Based on Renewable Electricity“, *Sustainable energy & fuels* 4, 2020.
- [45] „Hydrogen Delivery“, *Energy Efficiency & Renewable Energy*, 2015.
- [46] M. Reuß, T. Grube, M. Robinius, P. Preuster, P. Wasserscheid, und D. Stolten, „Seasonal storage and alternative carriers: A flexible hydrogen supply chain model“, *Applied Energy*, Bd. Elsevier, Nr. Vol. 200, S. 290–302.
- [47] S. Krasae-in, J. Stang, und P. Neksa, „Development of large-scale hydrogen liquefaction processes“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. Elsevier, Nr. Vol. 10.
- [48] J. Bartels, „A feasibility study of implementing an Ammonia“, 2008.

- [49] M. Al-Breiki und Y. Bicer, „Technical assessment of liquefied natural gas, ammonia and methanol for overseas energy transport based on energy and exergy analyses“, *International Journal of Hydrogen Energy*, Bd. Elsevier, Nr. Vol.45, 2020.
- [50] V. von Schnurbein, „Die Speicherung überschüssigen EE-Stroms durch Synthetisches Methan (SNG)“, VIK Verband der Industriellen Energie- und Kraftwirtschaft e.V., 2019.
- [51] „Treibhauspotentiale (Global Warming Potential, GWP) ausgewählter Verbindungen und deren Gemische gemäß Viertem Sachstandsbericht des IPCC bezogen auf einen Zeitraum von 100 Jahren“, Umweltbundesamt, 2019. [Online]. Verfügbar unter: https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/10594/dokumente/2024-03_treibhauspotentiale_gwp_ar4_ar5_vo2024-573_homepage_deutsch.pdf
- [52] F. Schüth und P. Djinic, „Energy Carriers Made from Hydrogen“, *Electrochemical Energy Storage for Renewable Sources and Grid Balancing*, Bd. Elsevier, 2015.
- [53] „Ein Plan fürs Klima“. Zugegriffen: 20. Januar 2025. [Online]. Verfügbar unter: <https://www.bundesregierung.de/breg-de/aktuelles/klimaschutzgesetz-2197410>
- [54] „Informationsblatt CO₂-Faktoren“, Bundesamt für Wirtschaft und Ausfuhrkontrolle, BAFA, 2021.
- [55] „Monitoringbericht 2021“, Bundesnetzagentur, 2021. [Online]. Verfügbar unter: https://data.bundesnetzagentur.de/Bundesnetzagentur/SharedDocs/Mediathek/Monitoringberichte/monitoringbericht_energie2021.pdf
- [56] C. Müller u. a., „Ermittlung des Gesamtpotentials erneuerbarer Gase zur Einspeisung ins deutsche Erdgasnetz (Gesamtpotenzial EE-Gase)“, DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e. V., 2019.
- [57] H. Bündler, H. Kafsack, J. Hauser, und K. Wagner, „Füllstände deutscher Erdgasspeicher sinken auf beinahe 40 Prozent“, Online. [Online]. Verfügbar unter: <https://www.faz.net/aktuell/wirtschaft/erdgasvorraeete-wie-sehr-muss-sich-europa-sorgen-17750505.html>
- [58] A. Kabza, „Eigenschaften und physikalische Daten von Wasserstoff“. [Online]. Verfügbar unter: <http://www.pemfc.de/hydrogen.html>
- [59] Zukunft Gas e. V., „Interaktive Karte "Gas kann grünZukunft Gas e. V.““ Zugegriffen: 27. Januar 2022. [Online]. Verfügbar unter: <https://gas.info/energie-gas/gas-infrastruktur/hersteller-gruenes-gas-karte>
- [60] T. Smolinka u. a., „Industrialisierung der Wasserelektrolyse in Deutschland: Chancen und Herausforderungen für nachhaltigen Wasserstoff für Verkehr, Strom und Wärme“, Nationale Organisation Wasserstoff- und Brennstoffzellentechnologie, Berlin, 2018.
- [61] L. Rong und T. Shanwen, „Ammonia as a Suitable Fuel for Fuel Cells“, *Frontiers in Energy Research*, 2014.
- [62] M. Junghanns und M. Kutanova, „Branchenguide Thermochemische Biomassevergasung 2018“, Fördergesellschaft Erneuerbare Energien e.V., 2018.

- [63] „Erstmals 20 Prozent Wasserstoff im deutschen Gasnetz,“ 28 Oktober 2021“, E.ON, Avacon und DVGW, Online. Zugegriffen: 26. Mai 2022. [Online]. Verfügbar unter: <https://www.dvgw.de/medien/dvgw/verein/aktuelles/presse/gempi-dvgw-avacon-eon-beimischung-h2.pdf>
- [64] „Die Energieversorgung 2021 - Jahresbericht“, BDEW Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft e. V., Berlin, 2022.
- [65] „Die Nationale Wasserstoffstrategie“, Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BMWi), Berlin, 2020. [Online]. Verfügbar unter: https://www.bmwi.de/Redaktion/DE/Publikationen/Energie/die-nationale-wasserstoffstrategie.pdf?__blob=publicationFile&v=16
- [66] E. 267:2020 DIN e.V., „Forced draught burners for liquid fuels“, 2021, *Beuth-Verlag*.
- [67] T. Nowakowski, „Wasserstoff-Zumischung ins Erdgasnetz Auswirkung auf Feuerungsprozesse“, S. 121, 2018.
- [68] Fiehl, M., Wuthnow, H., „Auswirkungen der Zumischung erneuerbarer Energien im Erdgasnetz auf thermoprozesstechnische Anlagen in der keramischen Industrie“, Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. / Forschungsgemeinschaft Feuerfest e.V., Essen /Höhr-Grenzhausen, IGF-Vorhaben Nr. 18684 N, 2017. [Online]. Verfügbar unter: https://www.gwi-essen.de/fileadmin/dateien/abschlussberichte/2017/20170731_18684_N_Schlussbericht_ErKer_FINAL.pdf
- [69] Biebl, M., Leicher, J., Giese, A., Görner, K., „Experimental and simulation investigations of the combustion of blends of ammonia with hydrogen and natural gas in industrial non-premixed burners“, gehalten auf der 11th European Combustion Meeting, Rouen, Frankreich, 2023.
- [70] „Erste Allgemeine Verwaltungsvorschrift zum Bundes-Immissionsschutzgesetz (Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft - TA Luft)“, Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und Reaktorsicherheit, 2002.