



Gefördert durch:



Bundesministerium
für Wirtschaft
und Energie

aufgrund eines Beschlusses
des Deutschen Bundestages

Abschlussbericht

für das im Programm „Technologieoffensive Wasserstoff“ bzw. im Förderschwerpunkt „Energetische Nutzung biogener Rest- und Abfallstoffe“ des BMWF geförderte Projekt:

Wirtschaftliche, dezentrale und mobile Herstellung von Grünem Wasserstoff aus dem Unterkorn (<20mm) von der pelletierten Industrierestholzverwertung in einer Containerlösung

Akronym: BiDRoGen (**B**iomasse **D**ezentral **R**efomieren zur **o**ertlichen Wasserstoff-**G**e-**w**innung)

Laufzeit: 01/22 – 12/25

Projektkoordinator	Ansprechpartner
BtX energy GmbH (im Folgenden kurz „BtX“ genannt) Esbachgraben 1 95463 Bindlach	Dr.-Ing. Andy Gradel andy.gradel@btx-energy.de
Projektpartner	
A.H.T. Syngas Technology N.V. (im Folgenden kurz „AHT“ genannt) 51491 Overath, Diepenbroich 15	Dipl.-Ing. Gero Ferges gero.ferges@aht-cleantec.com

Das diesem Forschungsbericht zugrunde liegende Vorhaben wurde mit Mitteln des Projektträgers Jülich unter den Förderkennzeichen 03EI5438A und 03EI5438B gefördert. Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autoren.

Inhaltsverzeichnis

1.	Motivation und Ziele	6
1.1	Motivation	6
1.2	Innovationen und wissenschaftliche Ziele	8
1.3	Indikatoren für eine nachhaltige THG-Minderung durch das Projekt.....	10
1.3.1	Technische Indikatoren	10
1.3.2	Klimaschutzwirkung	10
1.3.3	Ökonomische Wirkung / THG-Vermeidungskosten in €/t _{CO2-Äq}	11
1.3.4	Modellcharakter und Übertragbarkeit	13
1.3.5	Multiplikatorwirkung.....	13
2.	Wissenschaftlich-technischer Stand zu Beginn des Vorhabens.....	14
2.1	Thermochemische Biomassevergasung.....	14
2.2	Wasserstoffabscheidung.....	16
2.3	Alternative Wasserstoff-Erzeugungsverfahren	18
3.	Geplante Inhalte und Vorgehensweise	19
4.	Wissenschaftlich-technische Ergebnisse des Vorhabens	20
4.1	Minimierung des Teergehaltes und Maximierung der H ₂ -Ausbeute	20
4.1.1	Parameterstudie zur Identifizierung des globalen Teerminimums.....	20
4.1.2	Ergreifung weiterer Maßnahmen zur Steigerung der Reinheit	21
4.1.3	Ergänzung einer WGS-Stufe zur Maximierung der H ₂ -Ausbeute	22
4.1.4	Inbetriebnahme und Erprobung der Prozessfunktionalität	25
4.1.5	Parameterstudie zur Identifizierung des globalen H ₂ -Maximums	25
4.2	Skalierung der FHT-Abscheidetechnologie und labortechnische Erprobung	27
4.2.1	Konzeptionierung der Abscheideeinrichtung	27
4.2.2	Parameterstudie zur Festlegung des Sweet-Spots.....	29
4.2.3	Verfahrenstechnische Auslegung	33
4.2.4	Erstellung des Sicherheitskonzeptes.....	35
4.2.5	Apparative Auslegung und Konstruktion einer Abscheideeinheit.....	36
4.2.6	Aufbau einer Abscheideeinheit für 40 – 60 m ³ /h Mischgas	38
4.2.7	Erprobung der Abscheideeinheit mit Reingas im Labor	39
4.3	Kombination der Verfahren im Realmaßstab.....	44
4.3.1	Erarbeitung der Schnittstellenanforderungen für die Gasübergabe	44
4.3.2	Integration der Anlage in ein neues Containerkonzept	44
4.3.3	Integration der mobilen Anwendung	45
4.3.4	Erarbeitung eines Sicherheitskonzeptes	45
4.3.5	Aufbau der Container	46
4.3.6	Sicherheitstechnische Abnahmen und Genehmigungsverfahren.....	47
4.4	Feldversuche zur Prozessoptimierung und Wirtschaftlichkeitsanalyse	48
4.4.1	Parameterstudie zur Identifikation des maximalen Wirkungsgrades	48
4.4.2	Technische Auswertung	49
4.4.3	Ökologische Auswertung.....	59
4.4.4	Ökonomische Auswertung	61
4.5	Zusammenfassender Vergleich.....	67
5	Zusammenfassung und Ausblick	68
6	Publikationen und Vorträge im Rahmen des Projektes	70
7	Presseberichterstattung.....	71
8	Literaturverzeichnis	72

Tabellenverzeichnis

Tabelle 2.1: THG-Fußabdrücke, Wirkungsgrade und Gestehungskosten der unterschiedlichen Technologien im Vergleich mit der im Projekt vorgeschlagenen Biomassevergasung	18
Tabelle 4.1: Vorgesehene Messstellen für die Abscheideeinrichtung	28
Tabelle 4.2: Schematische Illustration des Versuchsplan für Versuchsreihe 1.).....	40
Tabelle 4.3: Übersicht über Gasgemische welche für FHT- Versuchsreihe mit Mischgas eingesetzt wurden. Gaszusammensetzung in vol.-%.....	48
Tabelle 4.4: Betrachtete Prozesskombinationen in der technischen, ökonomischen und ökologischen Auswertung.....	49
Tabelle 4.5: Variation Abscheideeffizienz und Modulanzahl mit variierendem Synthesegasvolumenstrom je Modul	51
Tabelle 4.5: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 1 - AutAllo-Prozess mit FHT-Tunnel	53
Tabelle 4.6: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 2 - AutAllo-Prozess mit Palladiummembran	54
Tabelle 4.7: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 3 – Pelletvergaser mit Palladiummembran	55
Tabelle 4.8: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 4 – Hackschnitzelvergaser mit Palladiummembran	56
Tabelle 4.9: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 5 – Hackschnitzelvergaser mit Sauerstoff als Vergasungsmittel und Druckwechseladsorption.....	57
Tabelle 4.10: Emissionswerte nach EU-Richtlinie 2018/2001 für die betrachteten Prozessvarianten.....	59
Tabelle 4.11: Emissionswerte der Gesamtprozesse auf Basis der Richtlinie (EU) 2018/2001	60
Tabelle 4.12: Zusammenfassende Energieströme, Wasserstoff- und THG-Minderungspotenziale	60
Tabelle 4.13: Grundlegende Annahmen für die Wirtschaftlichkeitsanalysen der Varianten ...	61
Tabelle 4.14: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 1	62
Tabelle 4.15: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 1	62
Tabelle 4.16: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 2	63
Tabelle 4.17: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 2	63
Tabelle 4.18: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 3	64
Tabelle 4.19: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 3	64
Tabelle 4.20: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 4	65
Tabelle 4.21: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 4	65
Tabelle 4.22: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 5	66
Tabelle 4.23: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 5	66
Tabelle 4.24: Zusammenfassender Vergleich der techno-ökonomischen Analysen.....	67

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1.1: Prozessschema und Stoffströme der containerisierten Anlage zur Erzeugung von Wasserstoff aus Rest- und Altholz.	8
Abbildung 1.2: Zu erwartende Mischgaszusammensetzung im Rohgas aus der Holzvergasung und nach der Wassergas-Shift-Stufe, basierend auf Modellergebnissen und Messungen am Autallo-Reaktor, Luftzahl 0,16, Luftvorwärmung 800 °C.	10
Abbildung 2.1: Prozessschema und Stoffströme des AutAllo-Vergasungsprozesses für pelletierte Biomasse.	16
Abbildung 3.1: Grafische Darstellung der geplanten Inhalte, Vorgehensweise und Zusammenhänge	19
Abbildung 4.1: Foto und Beschreibung der Versuchsanlage	20
Abbildung 4.2: Chromatogramm einer Leermessung und einer Teermessung im stabilen Anlagenbetrieb.	21
Abbildung 4.3: Modifizierter Gasaustrag zur Minderung der Kondensation (hier ohne Isolierung)	22
Abbildung 4.4: H ₂ und CO-Gehalt im trockenen Eingangs- und Produktgas unter Variation des Wasserdampfgehaltes.	23
Abbildung 4.5: Prototyp des neu entwickelten Wassergas-Shift Reaktors für Holzgas „Slim Shifty“ im Container der Holzvergaseranlage.	24
Abbildung 4.6: Vorhersage der kinetischen Limitierung aus der Reaktorauslegung.	25
Abbildung 4.7: Modellvorhersage des Gleichgewichtsmodells und im Versuch erreichter Umsatz.	25
Abbildung 4.8: FHT®-Verfahren außen ein von H ₂ -Mischgas durchströmtes Gehäuse, innen ein unter Strom und Vakuum stehendes Eisenrohr aus FHT®-Separationsmaterial.	27
Abbildung 4.9: Weg des abgeschiedenen Wasserstoffs in dem Anlagenaufbau	29
Abbildung 4.10: Versuchsanlage zur Ermittlung von Betriebspunkten	29
Abbildung 4.11: Elektrische Scheinleistung dreier Rohre mit unterschiedlicher Position bei identischer Spannung.	30
Abbildung 4.12: Wärmebildaufnahme des ungekühlten Gehäuses der Abscheideeinheit.	30
Abbildung 4.13: Einfluss des Gehäusedrucks (Wärmeleitfähigkeit) auf die Rohrtemperatur und Abscheideeffizienz.	31
Abbildung 4.14: Einfluss der eingesetzten elektrischer Energie auf den Volumenstrom des abgeschiedenen Wasserstoffs bzw. der Abscheideeffizienz aus einem 90%N ₂ , 10%H ₂ Gemisch.	32
Abbildung 4.15: Vereinfachtes Verfahrenfließbild der FHT®-Abscheideeinheit.	33
Abbildung 4.16: Vereinfachtes Rendering des Gesamtcontainers mit Hervorhebung der wichtigsten Einheiten.	37
Abbildung 4.17: Auszüge aus den Fertigungszeichnungen für die Abscheideeinheit. Links: Ansicht eines Moduls der Abscheideeinheit, rechts: Detailansicht der Endflanschkonstruktion eines Abscheidemoduls zur Einbringung dreier FHT®-Rohre.,	37

Abbildung 4.18: Ansichten des Abscheidecontainers während der Fertigstellung. Links: Leerer, angepasster Container mit Aufhängungen für die Abscheidermodule, Rechts: Container kurz vor der Fertigstellung mit Sicht auf die Sechs Abscheidermodule.....	38
Abbildung 4.19: Ansichten des Abscheidecontainers nach Fertigstellung.....	39
Abbildung 4.20: Graphische Aufbereitung der Versuchsergebnisse der ersten Versuchsreihe - Druck und Temperaturprofile über die Versuchsdauer.....	40
Abbildung 4.21: Graphische Aufbereitung der Versuchsergebnisse der ersten Versuchsreihe – Elektrische Leistung und Spannung über die Versuchsdauer.....	41
Abbildung 4.22: Ansicht des ersten Moduls nach Abschluss der 2. Versuchsreihe mit Hervorhebung des verformten Bereichs.	42
Abbildung 4.23: Kombinierte Anlagenkonstruktion aus zwei 20 Fuß-Containern mit Vergaser- und Abscheideeinheit	44
Abbildung 4.24: Abgestütztes Eintrags- und Rohrleitungssystem	45
Abbildung 4.25: Containeranlage mit Belüftung, Horn und Fackel	46
Abbildung 4.26: Vergaser	47
Abbildung 4.27: Schleuse.....	47
Abbildung 4.28: Shiftreaktor & Verdampfer.....	47
Abbildung 4.29: Spezifische Abscheideleistung für FHT-Module bei Betrieb mit verschiedenen Gasgemischen. Links: Vakuumdruck 100 mbar auf der H ₂ -Seite, Rechts. Vakuumdruck 500 mbar auf der H ₂ -Seite	50
Abbildung 4.30: Grundlegendes Prozessschema für die Variantenanalyse des Gesamtprozesses	52
Abbildung 4.30: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 1 - AutAllo-Prozess mit FHT-Tunnel	53
Abbildung 4.31: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 2 - AutAllo-Prozess mit Palladiummembran	54
Abbildung 4.32: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 3 – Pelletvergaser mit Palladiummembran	55
Abbildung 4.33: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 4 - Hackschnitzelvergaser mit Palladiummembran	56
Abbildung 4.34: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 5 – Hackschnitzelvergaser mit Sauerstoff als Vergasungsmittel und Druckwechseladsorption.....	57
Abbildung 4.35: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 1.....	62
Abbildung 4.36: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 2.....	63
Abbildung 4.37: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 3.....	64
Abbildung 4.38: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 4.....	65
Abbildung 4.39: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 5.....	66

1. Motivation und Ziele

1.1 Motivation

Erneuerbarer Wasserstoff gilt als großer Hoffnungsträger der Energiewende, da er klimaneutral hergestellt werden kann und ohne lokale Emissionen vielseitig einsetzbar ist, z.B. in Verkehr und Industrie sowie als chemischer Rohstoff für die Weiterverarbeitung.

Zur Produktion von erneuerbarem Wasserstoff eignen sich verschiedene Verfahren. Im Fokus der Öffentlichkeit steht insbesondere die Wasserelektrolyse. Bei der Elektrolyse wird Wasser unter Einwirkung von elektrischer Energie in die molekularen Bestandteile Wasserstoff und Sauerstoff zerlegt. Der Wirkungsgrad liegt dabei technologieabhängig bei etwa 65 %, d.h. zur Herstellung eines Kilogramms Wasserstoff (drucklos) werden etwa 55 kWh Strom benötigt [1].

Neben der Elektrolyse aus erneuerbaren Stromquellen kann zudem Wasserstoff aus biogenen Reststoffen wie industriellem oder forstwirtschaftlichem Restholz, Bioabfall und landwirtschaftlichen Residuen gewonnen werden. Dieser ist in Europa als fortschrittlicher Biokraftstoff anerkannt und bietet erhebliche Potenziale, v.a. aus Restholz. In der Industrie werden Holzreste aufgrund der Korngröße zumeist pelletiert, z.B. in Sägewerken ist diese Verwertung üblich, um feines Sägemehl energetisch nutzbar zu machen.

Vorteil dieses Brennstoffes ist seine definierte und genormte Beschaffenheit, die

- a) Transportierbarkeit & mechanische Handhabung in der Anlagentechnik
- b) Charakteristisches Verhalten in der Verbrennung & Vergasung
- c) Heizwert & Zusammensetzung

gegenüber meist inhomogenen Hackschnitzelanwendungen stark vereinfacht. Ein Nachteil ist der zusätzliche Energieaufwand der Pelletierung, der in der THG-Bilanzierung der Anwendung betrachtet werden muss, durch den Einsatz von erneuerbarem Strom jedoch klimaneutral gestaltet werden kann.

Für die Verwertung solcher Brennstoffe ist neben der reinen Verbrennung die thermochemische Vergasung von biogenen Reststoffen eine vielversprechende Technologie für kleintechnische Anlagen. Es besteht jedoch die Problematik, dass neben den gewünschten Produktgasen unerwünschte Schadstoffe, u. a. Teere und Stäube, entstehen [2]. Diese ermöglichen derzeit bei gut eingestellten und regelmäßig gewarteten Anlagen zwar eine motorische Nutzung des Gases, diese ist aber häufig nicht mehr wirtschaftlich und eine vollständige Wärmeabnahme vor Ort nicht vorhanden, was auch die direkte Verbrennung ausschließt [3].

Für die chemische Nutzung, z.B. zur Produktion von reinem Wasserstoff ist aufgrund der nachgeschalteten Prozesse (katalytische Nachbehandlung, Kompression, Gastrennung) eine besonders hohe Gasreinheit erforderlich.

Vergasungsprozesse profitieren merklich von der einheitlichen Brennstoffbeschaffenheit von Holzpellets und können durch die konstantere Prozessführung deutlich teerärmere Gase produzieren, so z.B. der AutAllo-Vergasungsprozess der BtX energy GmbH mit integrierter Teeradsorption [4]. Dieses Konzept stellt eine Vergasertechnologie für die Vergasung von Pellets dar, die nachgewiesenermaßen derzeit bereits Teergehalte von unter 25 mg m^{-3} (STP) erreicht hat. Das erzeugte Gas der bestehenden Technologie eignet sich aufgrund der vergleichsweise sehr hohen Gasreinheit besonders für die nicht-motorische, also stoffliche Nutzung des Holzgases wie z.B. für die Gewinnung reinen Wasserstoffes.

Neben der Gasreinheit stellt die Abscheidung des Wasserstoffs aus dem Gasgemisch die zweite große Herausforderung für dieses Ziel dar. Derzeit wird in industriellen Wasserstoffherstellungsprozessen meist die Druckwechseladsorption (PSA = Pressure Swing Adsorption) eingesetzt. Diese Technologie ist sehr kostenintensiv und in kleinen, dezentralen Anwendungen in der Regel nicht wirtschaftlich. Zudem sind die Adsorptionspotenziale von Stickstoff und Wasserstoff relativ ähnlich, daher kann bei hohem Stickstoffgehalt aus der Luftvergasung eine PSA nicht mit hoher Abscheideeffizienz eingesetzt werden.

A.H.T. Syngas Technology N.V. arbeitet hier an einer Technologie mit dem Markennamen Ferro Hy Tunnel, die auf dem quantenmechanischen Tunneln von Wasserstoffprotonen durch Reineisen basiert [5]. Diese Technologie kann Wasserstoff auch aus Gasen mit hohem Stickstoffgehalt abscheiden, da sie nicht auf dem Prinzip der Adsorption basiert, sondern nur Wasserstoff diesen Tunneleffekt nutzt.

Die Motivation des Vorhabens „BiDroGen“ war daher das Bestreben nach einer nachhaltigen, dezentralen, und wirtschaftlichen Verwertung von Industrieholzfeinresten zur wirtschaftlichen Produktion von direkt brennstoffzellenfähigem Wasserstoff durch Forschung und Entwicklung sowie anschließender Kombination der genannten Prozesse zu einer Gesamtanlagentechnologie.

1.2 Innovationen und wissenschaftliche Ziele

Gesamtziel des Vorhabens BiDRoGen war es, Kleinanlagen in Containerform zum mobilen dezentralen Upgrading von biogenen Reststoffen zu hochreinem Wasserstoff für die Mobilität und weitere Anwendungen zu entwickeln. Dieses übergeordnete Ziel lässt sich durch folgende Teilziele definieren:

- Optimierung von Gasreinheit und Wasserstoffausbeute des Holzgases
- Skalierung der FHT-Separation in mobiler kompakter Bauweise
- Kombination der Verfahren und Ermittlung der optimalen Prozessdaten für eine modulare Kompaktanlage in Containerform

Abbildung 1 zeigt das Prozessschema der im Projekt geplanten Anlagentechnologie mit Eingangs- und Ausgangsstoffströmen. Zielgröße für die Entwicklung war zunächst eine Anlage zur Produktion von ca. 2 kg/h Wasserstoff.

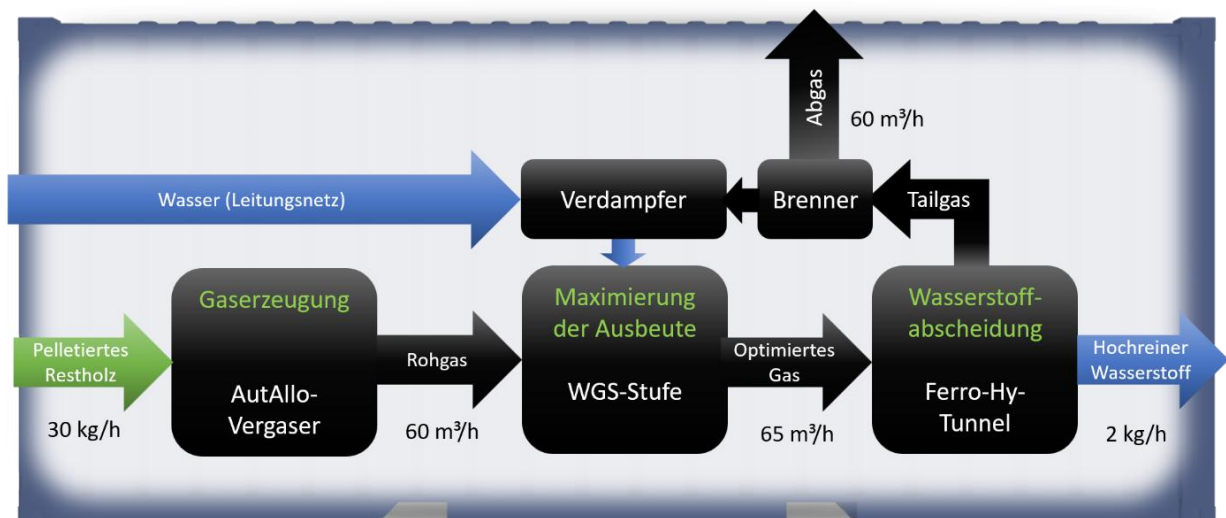


Abbildung 1.1: Prozessschema und Stoffströme der containerisierten Anlage zur Erzeugung von Wasserstoff aus Rest- und Altholz.

Aus dem Abgas des Prozesses ließe sich zudem auf einfache Weise, z.B. per Druckwechseladsorption CO₂ abscheiden, um Negativemissionen bei der Herstellung von Wasserstoff aus Biomasse erzeugen zu können.

Im Projekt wurden die genannten technische Ziele zudem von einer THG-Bilanzierung und Wirtschaftlichkeitsanalyse begleitet, die den Prozess und dessen Skalierung ökonomisch und ökologisch bewerten.

Maximierung der Wasserstoffausbeute: Aufrüstung des Vergasungsprozesses mittels einer neuen Wassergas-Shift-Technologie

Übliches (trockenes) Holzgas aus der Luftvergasung ist zunächst eine Mischung aus den folgenden Komponenten [6]:

- CO (20 – 25 Vol.-%)
- H₂ (15 – 20 Vol.-%)
- CO₂ (10 – 15 Vol.-%)
- CH₄ (2 – 5 Vol.-%)
- N₂ (40 – 45 Vol.-%)

Für die Gewinnung von reinem Wasserstoff in relevanten Mengen kann entsprechend ein Wassergas-Shift-Reaktor nachgeschaltet werden, der den Großteil des CO-Anteiles unter Zugabe von Wasserdampf zu CO₂ und weiterem Wasserstoff wandelt. Die Wassergas-Shiftreaktion ist eine leicht exotherme Reaktion, die bisher hauptsächlich in der Erdgasindustrie, z.B. bei der Wasserstoffherstellung mittels Dampfreformierung zum Einsatz kommt. Im Projekt wurde angestrebt, diese Technologie auf die speziellen Anforderungen von Holzgas anzuwenden, wie z.B. den hohen CO-Gehalt und die eingeschränkte Gasreinheit.

Skalierung der FHT-Separation in mobiler kompakter Bauweise

Die Wasserstoffseparation mittels FHT-Tunnel folgt einem quantenmechanischen Prinzip, das Wasserstoffprotonen das sogenannte „Tunneln“ von Reineisen ermöglicht. Dieses Prinzip ermöglicht eine sehr hohe Wasserstoffreinheit bei gleichzeitig im Vergleich mit gängigen Verfahren gesteigerter Modularisierbarkeit. Dies ist ein zur Laufzeit des Projektes noch ungelöster Wirtschaftlichkeitshebel, thermochemische oder allgemein gasbasierte Verfahren zur Wasserstoffgewinnung wirtschaftlicher zu gestalten.

Kombination der Verfahren

Wasserstofferzeugungsanlagen sind in der Regel sehr kostenintensiv, weil wenige Bestandteile modular sind und daher mit der Größenordnung auch wirtschaftliche Skaleneffekte auftreten. Die Kombination der Kleinvergasung mit der modularen FHT-Abscheidung hatte zum Ziel, diese Effekte bis zur reinen Wasserstoffbereitstellung zu lösen. Nach Erreichung der beiden Teilziele für die einzelnen Technologien wurde im Projekt eine kombinierte Kleinanlagentechnik angestrebt, die Pelletvergasung, Aufbereitung und Wasserstoffabscheidung in einer Containerlösung, z.B. für die Produktion von Treibstoff für die hauseigene Flotte von Sägewerken, abbilden kann.

1.3 Indikatoren für eine nachhaltige THG-Minderung durch das Projekt

1.3.1 Technische Indikatoren

Für die Feststellung nachfolgender Indikatoren muss zunächst der erreichbare Wirkungsgrad und die daraus resultierenden CO₂-Emissionen der Wasserstoffproduktion aus Holzgas abgeschätzt werden. Das zu erwartende Edukt-Produktverhältnis wurde im Voraus anhand von Messwerten für die Eingangsgaszusammensetzung mittels Gleichgewichtsbetrachtungen nach der im Projekt zu ergänzenden Wassergas-Shift-Stufe berechnet. Abbildung 3 zeigt die Prozentuale Gaszusammensetzung vor und nach diesem Prozessschritt auf Basis der Modellrechnungen und Messungen am AutAllo-Reaktor. Der vergleichsweise geringe Stickstoffanteil resultiert aus der Fahrweise mit niedriger Luftzahl und hoher Luftvorwärmung.

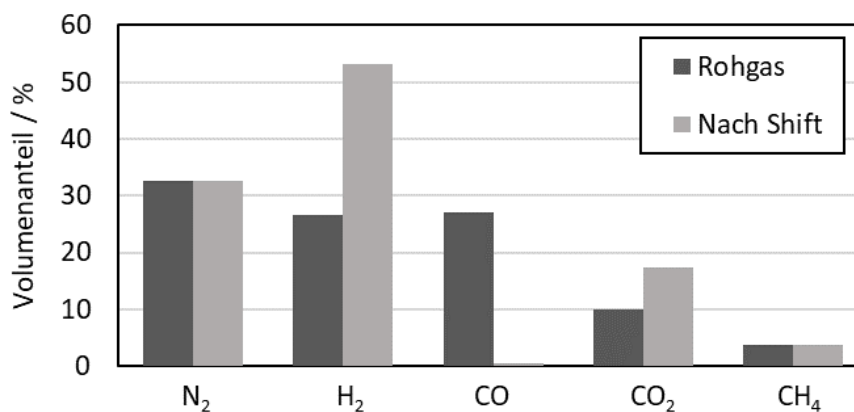


Abbildung 1.2: Zu erwartende Mischgaszusammensetzung im Rohgas aus der Holzvergasung und nach der Wassergas-Shift-Stufe, basierend auf Modellergebnissen und Messungen am Autallo-Reaktor, Luftzahl 0,16, Luftvorwärmung 800 °C.

Anhand der berechneten Wasserstoffausbeute ergibt sich ein Mindestbedarf von 11,5 kg Holz pro kg Wasserstoff im Shift-Gas. Da eine vollständige Abscheidung des Wasserstoffs aus dem Mischgas sehr unwahrscheinlich ist, wird mit einem Wirkungsgrad von 70 - 80 % in der Abscheidung und demnach einem Holzbedarf von 14 - 16 kg/kg_{H₂} gerechnet. Die Gesamteffizienz der Wasserstoffproduktion erreicht dann ca. 45 %, wobei weitere 20 – 30 % als Tailgas thermisch zur Brennstofftrocknung eingesetzt werden können. Im Laufe des Projektes wurde die Erreichung der angestrebten Gesamteffizienz untersucht und dokumentiert, da diese der maßgebliche Einfluss auf die reale CO₂-Minderung beim Einsatz der Technologie ist.

1.3.2 Klimaschutzwirkung

Auf Basis der in Abschnitt 1.3.1 beschriebenen technischen Indikatoren wurde vor Projektbeginn eine theoretisch erreichbare Klimaschutzwirkung für unterschiedliche Szenarien ermittelt, unterschieden nach Art der Energiebereitstellung für die Brennstoffaufbereitung (Pelletierung) und Wasserstoffnutzungspfad. Alle Angaben werden auf eine realistische Produktionskapazität von anfänglich 10 Anlagen/Jahr bezogen.

Das Umweltbundesamt notiert für die energetische Nutzung von Holzpellets eine durchschnittliche CO₂-Emission von 36 g_{CO2}/kWh_{Brennstoff} für Herstellung und Transport [7]. Ziel dieses Projektes ist jedoch die Herstellung von Wasserstoff zur direkten Nutzung am Erzeugungsort als technisches Gas oder für die Mobilität. Für die Herstellung von Pellets wird Energie zur Brennstofftrocknung und zur eigentlichen Pelletierung benötigt, wobei der Bedarf für die Trocknung mit dem Tailgas der Anlage gedeckt werden kann. Bei der Verwendung von Strom aus dem Energiemix (0,38 kg_{CO2}/kWh_{el}) beträgt die Emission der Pelletierung ca. 10 g_{CO2}/kWh_{Brennstoff}, für die Wasserstoffproduktion demnach 22 g_{CO2}/kWh_{H2} oder 0,74 kg_{CO2}/kg_{H2} [8, 9]. Wird die Energie für diesen Schritt aus erneuerbaren Quellen bereitgestellt, ist die Produktion vollständig klimaneutral.

Für die Substitution von grauem Wasserstoff in technischen Prozessen wird als fossile Referenz die Dampfreformierung von Erdgas mit 10 kg_{CO2-Äq}/kg_{H2} angesetzt, wonach eine THG-Minderung von 90 – 100 % erreicht wird, wenn der produzierte Wasserstoff als Ersatz für fossil produziertes H₂ in industriellen Prozessen dient. Ein Zubau von 10 Anlagen pro Jahr würde in dieser Anwendung eine zusätzliche THG-Minderung von rund 1500 bis to_{CO2-Äq}/a ermöglichen. Bei der bevorzugten Anwendung für den Eigenverbrauch in der Mobilität kann nach der EU-Richtlinie 2018/2001 Diesel als fossile Referenz mit einer CO₂-Emission von 94 g/MJ = 0,338 kg/kWh angesetzt werden [10]. Da aufgrund der effizienteren Antriebstechnologie Wasserstofffahrzeuge nur ca. 50 % der Energie eines Dieselfahrzeugs benötigen, ergibt sich hier eine THG-Minderung von 97 – 100 % bzw. eine zusätzliche Minderung von ca. 3000 to_{CO2-Äq}/a beim jährlichen Zubau von 10 Anlagen.

1.3.3 Ökonomische Wirkung / THG-Vermeidungskosten in €/t_{CO2-Äq}

Die mögliche ökonomische Wirkung des Vorhabens liegt vor allem in der Ermöglichung der Eigenproduktion von nachhaltigem Treibstoff für Betriebe, die über pelletierbare biogene Reststoffe aus ihrer Produktion verfügen. Forstwirtschaftliche und holzverarbeitende Betriebe können somit Einsatzstoffkosten für fossile Brenn-/Treibstoffe einsparen, werden unabhängig vom Einkauf bzw. im weiteren Sinne Import dieser Stoffe und durch die Eigennutzung entstehen sinkende Aufwendungen für den Abtransport der Reststoffe.

Die Abschätzung der THG-Vermeidungskosten erfolgt anhand der geschätzten Anlagen- und Brennstoffkosten und der eingesparten Emissionen pro produzierter Einheit Wasserstoff im Vergleich mit einer fossilen Referenz. Hierfür muss nach anschließender Verwendung des Wasserstoffs wieder unterschieden werden in der Nutzung des technischen Gases als Substitution für grauen Wasserstoff und die angestrebte Anwendung in der Mobilität. Im Allgemeinen berechnen sich die THG-Vermeidungskosten wie folgt:

$$THG - Vermeidungskosten = \frac{GestK(EE - Anlage) - GestK(fossile Ref.)}{THG-Emission(fossile Ref.) - THG-Emission(EE - Anlage)}$$

Bei angestrebten Investitionskosten von 300.000 € pro Einheit zur Produktion von ca. 2 kg/h Wasserstoff entsteht bei 8000 h/a Betrieb über 20 Jahre Betriebszeit CAPEX-gebundene Gesteuerungskosten von 0,94 €/kg H₂ (drucklos). Hinzu kommen im Falle der Nutzung kommerzieller Pellets beim aktuellen Marktpreis (2025) von ca. 6 ct/kWh netto [11] und dem oben genannten Bedarf Brennstoffkosten von 4,50 €/kg H₂ und bei abgeschätzten 3 % OPEX ca. 0,56 € Kosten für Wartung und Betrieb. Demnach läge der Gesteuerungspreis beim Einsatz von kommerziellen Brennstoffpellets bei 6 €/kg H₂ [12]. Beim angestrebten Einsatz von bisher ungenutzten Reststoffen fallen die Kosten deutlich geringer aus, da nur der Energieaufwand für die Pelletierung anfällt.

EnBW gibt für Wasserstoff aus Erdgas als fossile Referenz Gesteuerungskosten von derzeit 3 €/kg an, die Tendenz ist aufgrund steigender CO₂-Preise ebenfalls als steigend anzusehen. Demnach liegen die geschätzten THG-Vermeidungskosten gegenüber fossil erzeugtem Wasserstoff bei ca. 300 €/to_{CO₂-Äq} für den Einsatz kommerzieller Holzpellets und der Anwendung als technisches Gas. Die Tendenz für dieser Kosten ist nach aktueller Entwicklung des Gesteuerungspreises für grauen Wasserstoff eher sinkend.

Für den Einsatz von (ungenutzten) Reststoffen fallen nur die Kosten zur Pelletierung an, was bei Netzbezug derzeit ca. 0,55 €/kg_{H₂} und damit Gesteuerungskosten von 2,05 €/kg_{H₂} verursachen würde. Dieser Einfluss reduziert die THG-Vermeidungskosten für die Anwendung als technisches Gas auf ca. 60 €/to_{CO₂-Äq}.

Bei der Nutzung des Wasserstoffes als Treibstoff für die Eigenversorgung wird analog zu Abschnitt 1.5.2 Diesel als fossile Referenz angesetzt. Als Gesteuerungspreis wird hierfür der Warenwert von rund 75 ct/l = 7,7 ct/kWh ohne Steuer verwendet. Da aufgrund der effizienteren Antriebstechnologie Wasserstofffahrzeuge mit einem Faktor von 2 verrechnet werden, belaufen sich die THG-Vermeidungskosten für den Einsatz von Pellets zum Marktpreis mit dieser Datenbasis auf 104,97 €/to_{CO₂-Äq}. Für den Einsatz von ungenutzten Reststoffen würden negative Vermeidungskosten von -15,10 €/to_{CO₂-Äq} entstehen.

Die reale mögliche THG-Einsparung sowie die Wirtschaftlichkeit und die CO₂-Vermeidungskosten der Technologie werden anhand der Projektergebnisse in Abschnitt 4 näher betrachtet und in verschiedenen Varianten ausgewertet.

1.3.4 Modellcharakter und Übertragbarkeit

Die Publikation der Ergebnisse dieses Projektes, insbesondere der erreichbaren technischen Wirkungsgrade und CO₂-Minderungspotenziale, ist übertragbar auf eine hohe Anzahl weiterer Technologien. Parallel zu den im Projekt eingesetzten Technologieansätzen existieren derzeit Alternativen zur Gaserzeugung für weitere biogene Reststoffe sowie Alternativen zur Gasnachbehandlung und Abscheidung, die auch zur Erzeugung von anderen chemischen Produkten wie Ammoniak oder synthetischen Kraftstoffen dienen können. Vor allem in größerem Maßstab, wo aufwendigere Produktgasaufbereitungen wirtschaftlich eingesetzt werden können, sind mögliche Folgeprojekte sehr wahrscheinlich. Bereits heute stehen die Akteure diesbezüglich in Kontakt mit Branchenkollegen, die mit anderen Ausgangsstoffen und Anlagenskalierungen arbeiten und großes Interesse an den Ergebnissen des Vorhabens zeigen.

1.3.5 Multiplikatorwirkung

Mit der Erschließung der Wasserstoffherstellung aus biogenen Reststoffen in dezentralen Containereinheiten soll ein neues Feld für die Nutzung dieser Stoffe ermöglicht werden. Da Wasserstoff i.d.R. höhere Marktpreise erzielt als die Einspeisung von Strom oder für den wirtschaftlichen Betrieb eigener Nutzfahrzeuge eingesetzt werden kann, kann der Projekterfolg zu einer Erschließung sehr hoher, dezentral anfallender Reststoffpotenziale zu diesem Zweck führen. Durch das Erreichen des Ziels von TRL 7 für eine Technologie zur Erzeugung von grünem Wasserstoff aus biogenen Reststoffen kann ein starker Anreiz für weitere Projekte entstehen, um auch für andere als die hier vorgesehenen pelletierten Resthölzer äquivalente Technologien zu entwickeln.

Die im Zuge des Vorhabens betrachteten Technologien zur Synthesegasaufbereitung und Abtrennung bieten jedoch auch jede für sich enorme Multiplikationspotenziale.

So kann durch die Entwicklung eines speziell für biogenes Synthesegas eine Vielzahl von Synthesegaserzeugungstechnologien mit diesen ausgestattet werden und auch unabhängig der FHT-Technologie in anderen Maßstäben, z.B. unter Nutzung einer herkömmlichen PSA- oder Membranabscheidung Wasserstoff produziert werden. Zudem können die Reaktoren durch Weiterentwicklung zur Einstellung von Synthesegasen für die Flüssigsynthese eingesetzt werden und somit die Ziele der Substitution von z.B. Schiffs- oder Flugtreibstoffen verfolgt werden.

Gleichermaßen ist die FHT-Abscheidetechnologie nicht auf das Gas des im Projekt vorgesehenen Vergasers mit anschließender Aufbereitung beschränkt, sondern könnte ebenfalls für eine Vielzahl von Mischgasen zur Abspaltung hochreinen Wasserstoffs eingesetzt werden.

2. Wissenschaftlich-technischer Stand zu Beginn des Vorhabens

2.1 Thermochemische Biomassevergasung

Stand der Technik ist das Betreiben solcher Anlagen mit Holzpellets oder hochwertigen Hackschnitzeln mit relativ niedriger Brennstofffeuchte zum Betrieb von Blockheizkraftwerken [13] (z. B. SpannerRE² GmbH [14], Burkhardt GmbH [15], LiPRO Energy GmbH & Co. KG [16] u. a.). Aufgrund stetig steigenden Brennstoffpreise und der aktuellen Förderpolitik müssen deutsche Hersteller von thermischen Biomassevergasungsanlagen auf internationale Märkte ausweichen, da ein rein stromgeführter Betrieb bei den Vergütungen nach EEG nicht mehr und ein wärmegeführter Betrieb selten wirtschaftlich ist. Eine Nutzung des Stromes für den Betrieb einer Wasserelektrolyse ist aufgrund des sehr geringen Gesamtwirkungsgrades nicht sinnvoll.

Die stoffliche Weiterverwertung des Gases, wie sie in der Kohlevergasung bereits umgesetzt wird, ist durch die erhöhte Teerbildung beim Einsatz von Biomasse bisher erheblich kostenintensiver und nur in sehr großer Skalierung wirtschaftlich. Dies wurde z.B. von der TU Wien im Projekt BioH₂-4Refineries für eine Anlagengröße von 50 MW betrachtet. Dabei wurde eine nasschemische Wäsche mit Biodiesel zur Gasaufbereitung eingesetzt, die zusätzliche Betriebsstoffe benötigt und in der Entsorgung schwierige Abfallstoffe generiert und somit hohen finanziellen Mehraufwand verursacht [17].

In einem Projekt der Universität Stuttgart wurde in den 2010er Jahren ein komplexerer Wirbelschicht-Wasserdampfvergaser untersucht, hier wurde jedoch ein deutlich geringerer Kaltgas- und Wasserstoffwirkungsgrad erreicht die Abscheidung des Wasserstoffes nicht mit einbezogen [18]. Das Deutsche Biomasseforschungszentrum veröffentlichte zuletzt 2014 einen Report über den technischen Stand laufender Projekte zur Wasserstoffherzeugung aus Biomasse, in dem das FICFB-Verfahren (Fast Internal Circulating Fluidised Bed) als am weitesten entwickelt für die Wasserstoffherstellung dargestellt wird, jedoch wurde auch hier vermerkt, dass die Weiterentwicklung um die Aufbereitungs- und Abscheidetechnologien noch nicht erfolgt ist [19]. Hinweise auf eine Veränderung des Entwicklungsstandes konnten nicht gefunden werden. Weiterhin als weit entwickelt wurden das Projekt *Chrisgas*, das Projekt *Silvagas*, der *Heatpipe-Reformer* und das Projekt *Renugas* genannt.

Chrisgas beschäftigte sich mit der Maximierung der Ausbeute eines 18 MW-Reaktors für verschiedene chemische Folgeprozesse und erreichte einen Wirkungsgrad von 41 % bezüglich der Wasserstoffproduktion, betrachtete aber nicht die Abscheidung [20]. Nach dem Projektabschluss ist keine Weiterentwicklung der Anlagen bezüglich der Wasserstoffgewinnung dokumentiert.

Das Projekt *Silvagas* basierte auf einem 69 MW-Zweibett-Wirlebschichtvergaser und erreichte einen sehr hohen Wasserstoffwirkungsgrad von 46 %. Das Projekt wurde jedoch 2009 von Rentech, Inc. aufgekauft und die F&E-Aktivitäten vier Jahre später eingestellt [21].

Der *Heatpipe-Reformer* wurde zuletzt 2021 bis 2016 an der FAU Erlangen auf das Potenzial zur Erzeugung von reinem Wasserstoff untersucht. In diesem Projekt wurde angestrebt, des Wasserstoff durch Palladium-Membranen direkt im Reformer abzuscheiden. Die Versuchsanlage erreichte dort jedoch nur 55 % Kaltgaswirkungsgrad und sehr geringe Volumenströme in der Wasserstoffabscheidung [22]. Seit dem Ende des Projektes wurden keine weiteren Daten zur Wasserstofferzeugung veröffentlicht.

Renugas war ein Projekt zu Beginn der 2000er, das auf einem einstufigen autothermen Wirbelschichtvergaser unter hohem Druck basiert [23]. Die Vergaser werden z.T. mit Sauerstoff betrieben und sind flexibel in der Brennstoffauswahl, werden aber bis heute nicht zur Wasserstofferzeugung aufgerüstet und sind im Bereich von mehreren Megawatt nicht dezentral zur Verwertung kleiner Mengen Reststoffe einsetzbar.

Die bisherigen Arbeiten haben demnach keine Ergebnisse erzielt, bei denen eine erfolgreiche Abscheidung des Wasserstoffes aus dem Produktgas der Biomassevergasung in ausreichenden Mengen erreicht wurde.

Für die direkte chemische Nutzung vor Ort ein Verfahren von Nöten, das auch bei kleinen Anlagendimensionen bereits ohne kostenintensive Filtermedien sauberes Gas produziert, um nachgeschaltete Komponenten (Wassergas-Shift-Stufe, Wasserstoffabscheidung) nicht zu verunreinigen. Ein solches Verfahren, basierend auf dem Gleichstromvergasungsprinzip, wurde in einem Kooperationsprojekt der WS Wärmeprozessstechnik GmbH und der Hochschule Hof entwickelt und lieferte 2020 erstmalig sauberes Holzgas mit einem Teergehalt von unter 25 mg/m^3 (STP) [4]. Die Anlagentechnologie ging durch die Ausgründung der BtX direkt in die Neugründung über (das Patentrecht liegt bei einem der Gesellschafter [24]). Inzwischen konnten durch Optimierung der Prozessparameter Werte unterhalb von 1 mg/m^3 (STP) im Versuch erreicht werden, detektiert wurden dann nur noch leichtsiedende Kohlenwasserstoffe. Erreicht wird diese Gasreinheit durch den Einsatz des prozessinternen Holzkokes als selbst-erneuerndes Filtermedium in einer gekühlten Adsorptionsstufe. Der Holzkoks wird demnach nicht bis zur Asche vergast, sondern zwischenzeitlich als Gasfilter genutzt und anschließend zur Luftvorwärmung verbrannt. Entwicklungsstand des Vergasungsverfahrens zu Beginn des Projektes war ca. TRL 5 - 6, die Anlage hat bereits mehrere Versuchsreihen erfolgreich durchlaufen.

Abbildung 2.1 zeigt das Schema des AutAllo-Verfahrens mit integrierter Adsorption von Teeren.

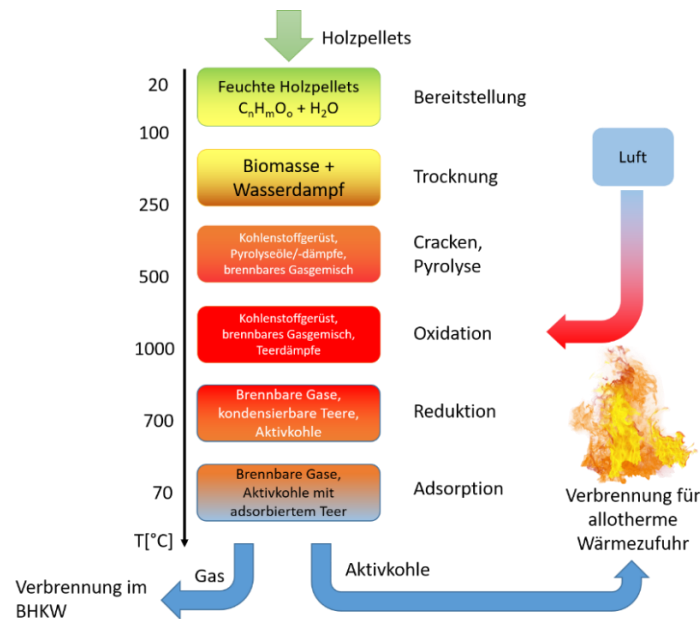


Abbildung 2.1: Prozessschema und Stoffströme des AutAllo-Vergasungsprozesses für pelletierte Biomasse.

2.2 Wasserstoffabscheidung

Auch die Abtrennung von hochreinem Wasserstoff aus Mischgasen ist mit verfügbarer Technik nur bei entsprechender Anlagendimensionierung wirtschaftlich. Die aktuell am Markt üblichen Verfahren zur Wasserstoff-Separation basieren auf dem PSA- oder aber dem Palladium-Membran-Verfahren:

Druckwechseladsorptionsanlagen (englisch PSA - Pressure Swing Adsorption)

Beim PSA-Verfahren wird mit einer Druckwechseladsorption Wasserstoff aus einem Gasgemisch abgetrennt. Durch wiederholte stromintensive Druckwechsel und die Durchleitung des Gasgemisches durch Adsorptionsmittel wird so die H₂-Konzentration im Zusammenspiel mehrerer Druckbehälter immer weiter erhöht [25, 26, 27]. Das Verfahren gilt als CAPEX und OPEX-intensiv, wobei vor allem die Wartungskosten als hoch bezeichnet werden.

Das PSA-Verfahren mit verfügbarer Technik ist nur bei entsprechender Anlagendimensionierung wirtschaftlich und wird vor allem im großindustriellen Maßstab eingesetzt. Zudem bietet die Druckwechseladsorption keine ausreichend hohen Abscheideleistungen bei Stickstoffreichen Gasen, was den Wirkungsgrad des Gesamtprozesses stark beeinflussen würde.

Palladium-Membran-Verfahren

Das zweite verbreitete Verfahren ist ebenfalls seit Jahrzehnten bekannt und arbeitet vor allem mit Palladium als Ausgangsmaterial. Bei hohen Temperaturen diffundiert Wasserstoff durch extrem dünne Palladiummembranen. Durch den hohen Materialpreis und die empfindliche

dünne Membran konnte sich das Verfahren nur bei der Bereitstellung von kleinen Mengen höchstreinen Wasserstoffs durchsetzen [28].

Angedachte Kunststoffmembranen mit gezielter Mikro-Perforierung, bei denen per Laser Löcher hergestellt werden, durch die nur Wasserstoff dringen kann, scheinen in der Praxis nicht zuverlässig genug zu arbeiten, da die Löcher nicht sehr zuverlässig selektiv wirken und die verwendeten Kunststoffpolymere als nicht dauerhaft stabil gelten. Die für mobile Anwendungen geforderten Reinheitsgrade werden in der Regel nicht erreicht.

FHT®- Ferro-Hy-Tunnel-Verfahren

Das FHT®-Verfahren macht sich einen physikalischen Effekt zu Nutze, der dafür sorgt, dass die Protonen des im Ausgangsgas enthaltenen Wasserstoffs durch die Wand eines ferritischen Metalls diffundieren können, wenn Spannung anliegt. Die Elektronen werden dabei auf der einen Seite abgegeben und nach dem Durchgang wieder aufgenommen. Erstmals dokumentiert wurde dieser Effekt 1938 von Güntherschulze et al., jedoch noch mit mangelnden Theorien zur Ursache des Diffusionseffektes [29]. Moderne Veröffentlichungen beschreiben den inzwischen mehrfach im Labor bestätigten Effekt über quantenmechanische Pfadintegrale [5].

Hintergrund der patentierten FHT® Separation ist das gezielte Anregen dieses sog. Tunneleffektes durch Bestromung und das Anlegen der korrekten Druckverhältnisse, derzeit existiert ein Laboraufbau mit TRL 4. Abbildung 3 zeigt schematisch das Prinzip der FHT-Wasserstoffabscheidung.

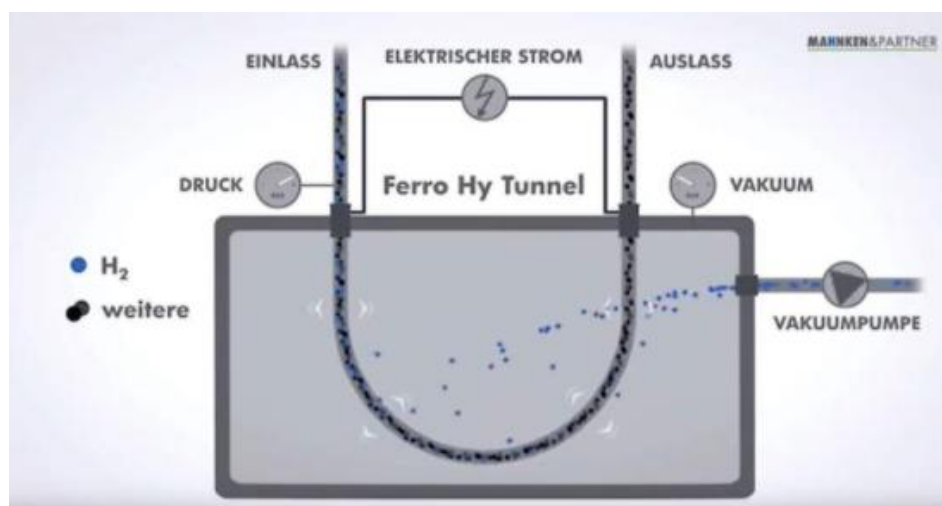


Abbildung 3: Wasserstoffabscheidung nach dem Ferro-Hy-Tunnel-Prinzip [30].

Das dazugehörige Patent wurde 2012 von der Mahnken & Partner GmbH angemeldet und von AHT derzeit als unter Lizenznahme weiterentwickelt [31].

Vorteile der FHT-Abscheidetechnologie gegenüber den beiden gängigen Verfahren:

Bei erfolgreicher Erprobung und Skalierung der FHT-Technologie bietet das Verfahren nachfolgende Vorteile gegenüber verfügbarer Technologien:

- Im kleineren Maßstab als die PSA-Technologie realisierbar und voraussichtlich auch im Dauerbetrieb deutlich weniger kostenintensiv
- Im Vergleich zur Palladium-Membran mit einem Reinferrit ein deutlich günstigeres Separations-Material
- Deutlich geringere Anfälligkeit für Beschädigungen durch höhere Wandstärken der separierende FHT®-Röhrchen von 0,7 mm gegenüber Palladium-Membranen

Bedingt durch die Nachforschungen im Rahmen der Patenterteilung für die FHT-Wasserstoff-Separation kann festgehalten werden, dass es aktuell keine vergleichbaren Ansätze der Wasserstoff-Separation mit Hilfe einer soliden Rein-Ferrit-Membran gibt.

2.3 Alternative Wasserstoff-Erzeugungsverfahren

Derzeit wird Wasserstoff hauptsächlich durch die Dampfreformierung von Erdgas erzeugt, alternativ kann die Partielle Oxidation von Kohlenwasserstoffen oder die Kohlevergasung mit Wasserdampf eingesetzt werden, diese Prozesse sind auf dem deutschen Markt derzeit aber deutlich weniger präsent. Heute bereits verfügbare Technologien zur Erzeugung von speziell grünem Wasserstoff sind außerdem die Elektrolyse von Wasser unter Einsatz erneuerbarer Energiequellen und die Reformierung von bereits aufbereitetem Biomethan. Die Direktreformierung von Biogas ist aktuell noch im F&E-Stadium, jedoch bereits auf hohem TRL (ca. 7). Tabelle 2.1 zeigt den Vergleich der THG-Fußabdrücke, Wirkungsgrade und Gestehungskosten der unterschiedlichen Technologien im Vergleich mit der im Projekt vorgeschlagenen.

Tabelle 2.1: THG-Fußabdrücke, Wirkungsgrade und Gestehungskosten der unterschiedlichen Technologien im Vergleich mit der im Projekt vorgeschlagenen Biomassevergasung

	Erdgas-reformierung	EE-Elektrolyse	Biomethan-reformierung	Biomasse-vergasung
THG-Emissionen	10 kg _{CO2} /kg _{H2}	0 kg _{CO2} /kg _{H2}	- 25* - 6 kg _{CO2} /kg _{H2}	0 – 2,4** kg _{CO2} /kg _{H2}
Wirkungsgrad	ca. 70 %	60 – 80 %	60 – 70 %	ca. 50 – 55 %
Gestehungskosten	1 – 2 €/kg _{H2}	5 – 15 €/kg _{H2}	5 – 15 €/kg _{H2}	5 – 15 €/kg _{H2}

*Hohe THG-Vermeidung durch reinen Gülleeinsatz

**Beim Einsatz kommerzieller Pellets inkl. Herstellung und Transport

4. Wissenschaftlich-technische Ergebnisse des Vorhabens

4.1 Minimierung des Teergehaltes und Maximierung der H₂-Ausbeute

4.1.1 Parameterstudie zur Identifizierung des globalen Teerminimums

Der eingesetzte Biomassevergaser basiert auf einer Gleichstrom-Vergaserstufe und einer nachgeschalteten Adsorptionsstufe, die die erforderliche Gasreinheit durch Adsorption an prozesseigene Holzkohle ermöglicht. In dieser Stufe wird die Synthesegastemperatur stark reduziert, was neben der Adsorption der Teerbestandteile auch die Auskondensation von Reaktionswasser forciert. Abbildung 4.1 zeigt für ein besseres Verständnis die Anlagenkomponenten vor dem Umzug in den mobilen Container.

- 600 kg Brennstoffbunker für 24 h Batchbetrieb
- Isolierter Gleichstromvergaser Ringheizkammer
- Adsorptionsstufe (Ringspaltkühler)
- Teermesspunkte vor und nach der Adsorptionsstufe
- Seitenkanalverdichter zur Simulation des BHKW's



Abbildung 4.1: Foto und Beschreibung der Versuchsanlage

Zu Beginn des Projektes wurde die in Abbildung 4.1 gezeigte Versuchsanlage in einen Container umgesetzt und erste Arbeiten im Vorgriff auf AP 3.3 vorgezogen. Parallel wurde die Auslegung des Wassergas-Shiftreaktors für AP 1.3 auf Basis von vorliegenden Messdaten vorgezogen, wobei festgestellt wurde, dass für einen wirtschaftlichen Betrieb vor allem die Sättigung mit Wasserdampf ausschlaggebend ist, um die zusätzliche Einbringung von Energie zur Dampferzeugung zu minimieren. Das bedeutet, dass das erreichbare Minimum für einen effizienten Betrieb höher liegen wird als das Optimum der Vorversuche ohne Zielgröße einer maximalen Sättigung.

Parallel zur Auslegung der Shift-Stufe wurden deshalb Versuche zur Einstellung der geeigneten Synthesegastemperatur unter Variation der Kühlstreckeneinstellungen durchgeführt und der Gasaustrag der Anlage auf Basis der neuen Anforderungen angepasst. Die Anpassungen werden in AP 1.2 näher erläutert. Die Teermessung nach Anpassung der Anlage und des Betriebes ergab ca. 200 mg/m³ detektierbare Störstoffe, das Adsorptionsbett passieren konnte jedoch nichts oberhalb des Siedepunktes von Naphthalin.

Die Auswertung der Messungen ist dabei mit einer hohen Toleranz behaftet, da alle detektierbaren Peaks nahe an der Detektionsgrenze liegen (Die Messmethode ist ausgelegt für übliche Holzgasanlagen mit Teer > 1 g/m³). Abbildung 2 zeigt das Chromatogramm einer leeren Referenzmessung (nur mit Standard) und einer Messung aus dem Versuchsbetrieb.

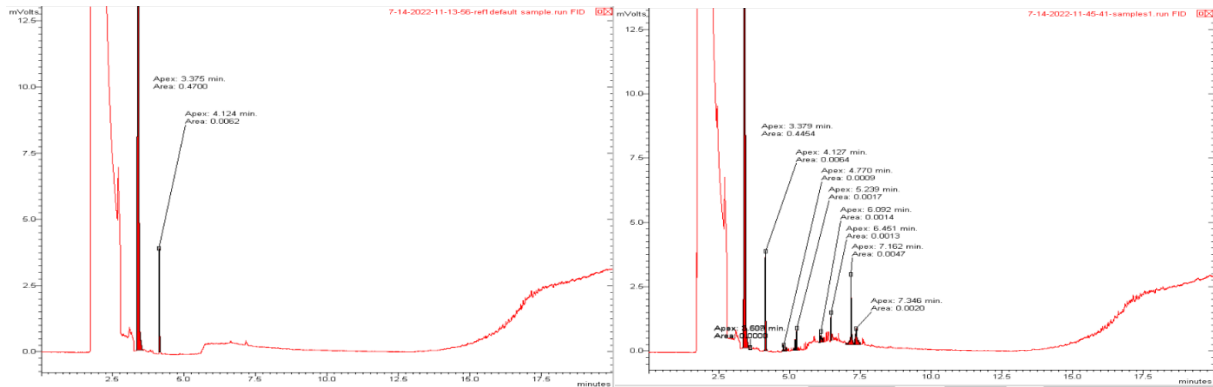


Abbildung 4.2: Chromatogramm einer Leermessung und einer Teermessung im stabilen Anlagenbetrieb.

Der letzte Peak auf der Zeitskala entspricht mit Hoher Wahrscheinlichkeit 1- oder 2-Methylnaphthalin und stellt damit die schwerste Komponente dar, die das Aktivkohlebett passieren konnte. Es wurde im Austausch mit der Clariant ein geeigneter Mitteltemperaturkatalysator ermittelt, der dieses Maß an Störstoffen aromatischer Natur erfahrungsgemäß problemlos trägt. Die Hochtemperatur-Shift (> 300 °C) wurde gewählt, da Niedertemperaturkatalysatoren zwar zu einer noch höheren Ausbeute führen, jedoch chemisch reduziert sind und keine sauerstoffhaltigen Gase eingesetzt werden dürfen, was in der Luftvergasung schwer umzusetzen ist. Außerdem sind HT-Katalysatoren deutlich unempfindlicher auf verbleibende Störstoffe und die Betriebstemperatur liegt mit über 300 °C deutlich über dem Siedepunkt von Naphthalin als schwerste noch zu detektierende Substanz.

4.1.2 Ergreifung weiterer Maßnahmen zur Steigerung der Reinheit

Wie im vorherigen Abschnitt beschrieben, wurde der Fokus der Teerminimierung auf die korrekte Einstellung der idealen Synthesegastemperatur und den Austrag eines möglichst feuchten Gases korrigiert, da eine weitere Filterung einfacher umzusetzen ist als eine zusätzliche Dampferzeugung. Die Erreichung der Temperatur wurde durch Anpassung der Kühlmittelvolumenströme erreicht, der Gasaustrag musste aber im Vergleich zur Motorgaserzeugung angepasst werden, um weitere Wasserkondensation im Restkoks in der kalten Austragsschnecke zu vermeiden.

Abbildung 3 zeigt die Gasführung mit dem neuen Bypass für weniger Kondensation im transportierten Restkoks der Anlage, um den beinhalteten Wasserdampf für die Shift im Gas zu halten.



Abbildung 4.3: Modifizierter Gasaustrag zur Minderung der Kondensation (hier ohne Isolierung)

4.1.3 Ergänzung einer WGS-Stufe zur Maximierung der H₂-Ausbeute

Arbeitspaket 1.3 sah zunächst die Anwendung einer verfügbaren Wassergas-Shift-Reaktortechnologie aus der Erdgastechnik vor. Im Zuge der Berechnungen musste hier festgestellt werden, dass diese in der Regel adiabat oder zweistufig arbeiten und deutlich geringere Umsätze aufgrund kleinerer CO-Konzentrationen in z.B. Erdgas-Reformat erreichen müssen. Zusätzlich muss das Synthesegas auf Reaktionstemperatur gebracht werden, bevor es die Katalysatorschicht trifft, was zusätzlichen Energieaufwand bedeuten würde.

Diese Faktoren führten zu einer Verlängerung des Arbeitspaketes mit einer vollständigen Neuentwicklung einer auf Holzgas ausgelegten Reaktortechnologie, die sich später aufgrund des Mangels verfügbarer Lösungen als größte technische Errungenschaft des Vorhabens herausstellte.

Hierfür wurde je ein numerisches Modell zur Reaktion im Festbettreaktor unter unterschiedlichen Parametrisierungen, für die Auslegung des Wärmetauschers zur Selbsthaltung der Reaktion sowie den darin entstehenden Druckverlust zum Handling des Gases erstellt. Zielsetzung der Entwicklung war ein Reaktor, der unter 2 Vol.-% CO im Produktgas erreicht. Die Herausforderungen lagen hierbei im Wesentlichen, auf kleinem Bauraum (Verweilzeit <> Kosten) gleichzeitig das Erreichen eines Gleichgewichtszustandes aber auch den maximalen Entzug der Reaktionswärme zum Erreichen eines guten Gleichgewichtszustandes.

Folgende Ergebnisse wurden im Zuge der Auslegung produziert:

a) Gleichgewichtsmodell der Reaktion

Da der Katalysator nach eigenen Erfahrungen aus der Erdgastechnik bei Temperaturen unter 250 °C aktiv ist, wird diese Temperatur als Zielsetzung festgelegt. Untersuchungen zur Kinetik für die weitere Optimierung würden den Umfang dieses Projektes überschreiten und können ggf. in einem Nachfolgeprojekt ergänzt werden. Die Zielsetzung der Reaktoreinstellung ist eine maximale Wasserstoffbeute bei gleichzeitig geringem Wasserdampfeinsatz (Energieaufwand für die Verdampfung). Der Wasserdampf im Holzgas selbst würde nicht genügen, um einen CO-Gehalt im Restgas gemäß den Zielsetzungen zu erreichen. Es wurde daher eine Parameterstudie unter Variation des Wasserdampfes durchgeführt, Abbildung 4.4 zeigt die Eingangsgasgehalte und die Modellergebnisse für die CO- und H₂-gehalte im trockenen Produktgas.

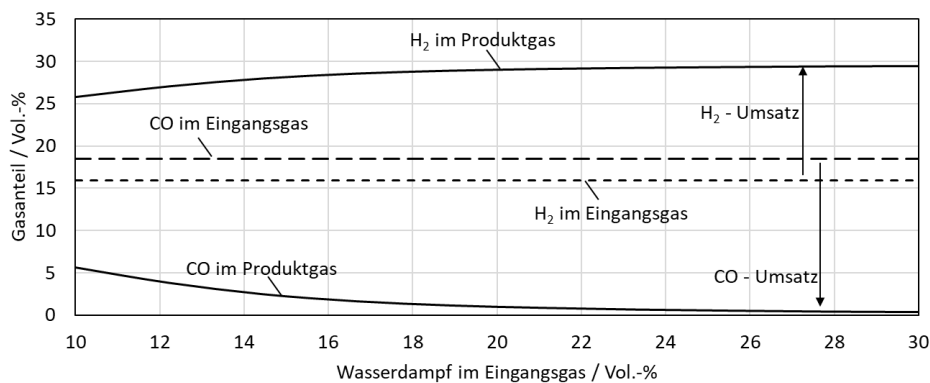


Abbildung 4.4: H₂ und CO-Gehalt im trockenen Eingangs- und Produktgas unter Variation des Wasserdampfgehaltes

Das Modell zeigte, dass sich ab ca. 20 Vol.-% Wasserdampfgehalt im feuchten Eingangsgas eine Sättigung einstellt und der Zielgehalt von < 3 Vol.-% Rest-CO erreicht wird. Es wurde daher ein Dampferzeuger für die Stufe ergänzt, der den Dampfgehalt des feuchten Holzgases von 15 Vol.-% auf 20 Vol.-% steigern kann.

b) Reaktor mit internem Wärmemanagement

Das Holzgas des eingesetzten Reaktors ist nach den letzten Messungen im Zuge des Projektes wie folgt zusammengesetzt:

- 46.6 Vol.-% N₂
- 16.8 Vol.-% CO
- 14.5 Vol.-% CO₂
- 18.7 Vol.-% H₂
- 3.4 Vol.-% CH₄

In der Mischung ergibt dies eine Wärmekapazität von ca. 1.5 kJ kg⁻¹ K⁻¹ bei einem Volumenstrom von rund 60 Nm³/h.

Die Reaktionsgleichung der Wassergas-Shift-Reaktion ist wie folgt definiert:



Der ausgewählte Katalysator arbeitet ab einer Temperatur von ca. 250 °C, dabei muss die exotherme Reaktionswärme abgeführt werden. Diese soll möglichst vollständig in das kalte Eingangsgas aus der Reinigungsstufe des Holzgasreaktors (ca. 70 °C überführt werden), um es auf Reaktionstemperatur zu bringen. Die freiwerdende Wärme bei annähernd vollständigem CO₂-Umsatz entspricht hier nahezu genau der notwendigen Wärme, um das Eingangsgas von 70 °C auf Reaktionstemperatur zu bringen.

Um dieses Ziel zu erreichen, wurde eine neuartige Kombination aus katalytischer Schüttung und internem Wärmemanagement entwickelt, das das kalte Eingangsgas nutzt, um den Reaktor vor Überhitzung zu schützen und gleichzeitig die Reaktionsenthalpie einsetzt, um das Eingangsgas auf Reaktionstemperatur zu bringen.

Der Reaktor wurde entsprechend der Modellergebnisse in Bezug auf die folgenden Variablen ausgelegt:

- Ausreichende Verweilzeit bei minimalem Katalysatoreinsatz (Kosten) und Bauraum
- Maximale Wasserstoffausbeute durch minimale Endtemperatur in der Schüttung im Bereich der Aktivität
- Maximaler Wärmetausch zur Vermeidung von zusätzlich durch Beheizung im Betrieb aufzuwendender Energie

Die Konstruktion wurde in Q3/22 finalisiert und der Bau in Q4, der Reaktor wurde Ende des Jahres 2023 im Container der Vergaseranlage integriert. Abbildung 3 zeigt ein Foto des installierten Shift-Reaktors.



Abbildung 4.5: Prototyp des neu entwickelten Wassergas-Shift Reaktors für Holzgas „Slim Shifty“ im Container der Holzvergaseranlage.

4.1.4 Inbetriebnahme und Erprobung der Prozessfunktionalität

Die erste Inbetriebnahme des dargestellten Reaktors (Reduktion des Katalysators und erstes Aufheizen) wurde durchgeführt, die Erprobung der Funktionalität der Reaktion wurde ebenfalls zum Jahresbeginn durchgeführt. Nach diversen Optimierungsschleifen des Heizsystems zum Anfahren des Reaktors und der Gaszufuhr konnte die Inbetriebnahme im Mai 2023 erfolgreich abgeschlossen werden. Bei den ersten stabilen Versuchen erreichte der Reaktor einen CO-Umsatz von ca. 50 %.

4.1.5 Parameterstudie zur Identifizierung des globalen H₂-Maximums

Parallel zu weiteren Optimierungen der Shift-Stufe wurde eine Studie mit steigendem Durchsatz und anschließend steigender Wasserdampf-Zugabe durchgeführt. Die Stufe erreichte erstmalig im Mai 23 durch das optimierte thermische Konzept nahezu Vollumsatz des vorhandenen Wasserdampfes ohne weitere Dampfzugabe bei 50 – 60 Nm³/h Holzgas, also den Gleichgewichtszustand bei ca. 330 °C, was knapp oberhalb der für die berechnete Kinetik notwendigen Temperatur lag, wie in Abbildung 4.4 dargestellt.

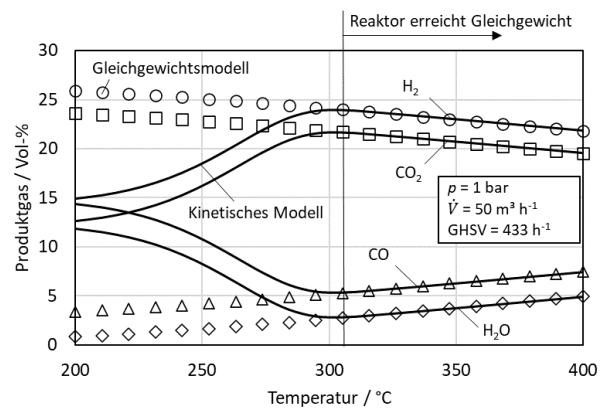


Abbildung 4.6: Vorhersage der kinetischen Limitierung aus der Reaktorauslegung.

Die Ergebnisse der Gaszusammensetzung im Versuch entsprachen von Beginn an nahezu exakt der Vorhersage des Reaktormodells bei den eingestellten Parametern. Eine zusätzliche Dampfzugabe sowie eine Optimierung des Temperaturmanagements durch eine einstellbare Gasvorwärmung wurde anschließend implementiert und resultierten in einer stetigen Steigerung der Wasserstoffausbeute. Vor allem die Einstellbarkeit und der stabile Dauerbetrieb des Reaktors wurden durch diese Maßnahmen deutlich verbessert. Der im nachfolgenden Diagramm gekennzeichnete Versuch mit Dampfzugabe wurde am 19.12.23 über mehrere Stunden ohne Änderungen im Betriebsverhalten gefahren.

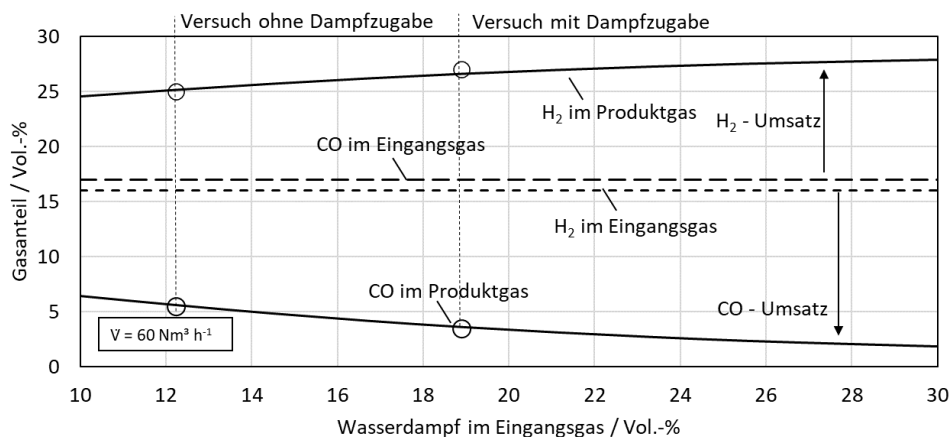


Abbildung 4.7: Modellvorhersage des Gleichgewichtsmodells und im Versuch erreichter Umsatz

Die Reaktion konnte sich thermisch durch das speziell im Projekt entwickelte interne Wärmemanagement des Reaktors wie geplant selbst tragen. Das Ergebnis zeigte in Summe einen Wirkungsgrad von Holz zu Wasserstoff von 44 %, das technische Maximum läge bei ca. 45 % für die am AutAllo-Vergaser installierte Shift-Stufe, da dieser ca. 12 % des eingesetzten Heizwertes im Holzkoks als CO₂-Senke speichert. An einem Vergaser mit Vollumsatz können mit der Shift-Technologie 50 % und mehr erreicht werden.

Das Arbeitspaket wurde aufgrund der technischen Herausforderungen und fortwährend neuen Identifikationen von Optimierungspotenzial zwar zeitlich deutlich verlängert, kann durch die dadurch erreichten stetigen Verbesserungen als vollumfänglicher Erfolg bezeichnet werden.

Parallel zum Projekt wurde die Shift-Reaktortechnik noch während der Laufzeit als eigenständiges Produkt kommerzialisiert und erste Erprobungen mit Skalierung an anderen Vergasungstechnologien erprobt.

4.2 Skalierung der FHT-Abscheidetechnologie und labortechnische Erprobung

4.2.1 Konzeptionierung der Abscheideeinrichtung

Im ersten Schritt sollte ein technisches Konzept für die Abscheideeinrichtung, welche auf Basis des FHT®- Ferro-Hy-Tunnel-Verfahrens (siehe Abbildung 4.8) arbeiten soll, erstellt werden.

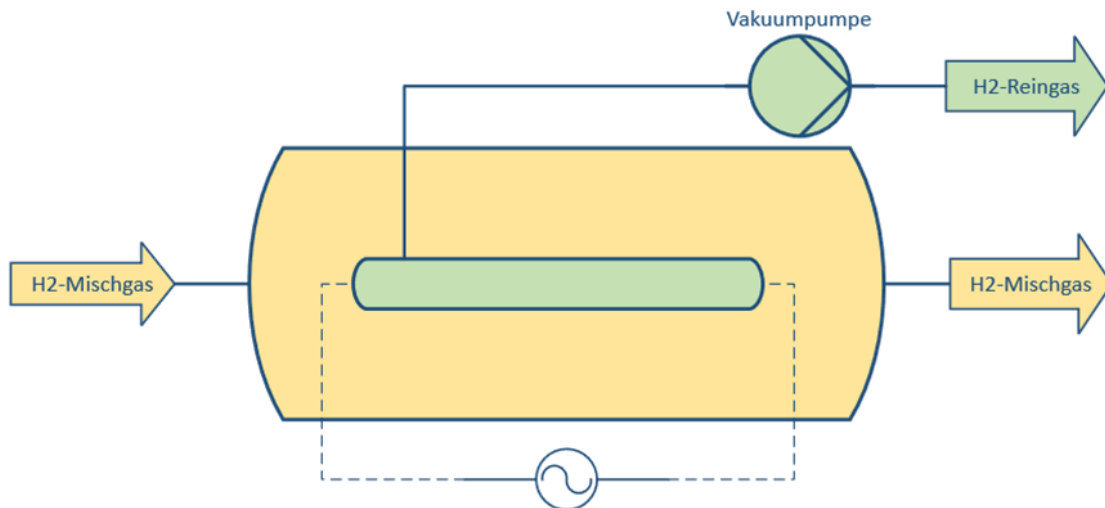


Abbildung 4.8: FHT®-Verfahren außen ein von H₂-Mischgas durchströmtes Gehäuse, innen ein unter Strom und Vakuum stehendes Eisenrohr aus FHT®-Separationsmaterial.

Das Konzept der Abscheideeinrichtung besteht im Wesentlichen aus zwei durch Eisen getrennte, zur Umgebung gasdichte Volumina zwischen denen ein Druckgefälle herrscht. Die eine Seite wird mit einem wasserstoffhaltigen Mischgas und einem Druck von mehreren bar beaufschlagt. Auf der anderen Seite werden durch das Eisen hindurchtretende Wasserstoffmoleküle mit einem Hochvakuum abgezogen. Um den Durchtritt von Wasserstoff einzuleiten wird das Eisen von einem elektrischen Strom durchflossen. Die Abscheidung von Wasserstoff aus dem Mischgas erfolgt von dem hohen Druckniveau zum niedrigen. Neben den Abscheiderohren muss die Abscheideeinheit einen Aufbau zur Bestromung der Module sowie eine Bedieneinheit beinhalten.

Bisherige Abscheideeinrichtungen haben sich an der verfügbaren Geometrie des ferritischen FHT® Separationsmaterials orientiert. Dabei hat sich die Rohrgeometrie im Vergleich zu Membranflächen als mechanisch robuster und einfacher in der Handhabung erwiesen, weshalb diese auch hier verwendet werden soll. Die Eisenrohre können mit handelsüblichen Rohrverschraubungen austauschbar und gasdicht durch Behälterwände geführt werden. Gleichzeitig ist die elektrische Isolation zum Gehäuse und Verbindung zur Spannungsquelle zu berücksichtigen.

Bei der Wahl des unter Vakuum stehenden Anlagenteils ist jener mit weniger Verbindungsstellen zu bevorzugen, um die Anzahl möglicher Undichtigkeiten gering zu halten. Die Form der gasführenden Anlagenteile sollte so gewählt werden, dass bei Verschmutzungen eine Reinigung möglich ist.

Bei bestehenden Versuchsanlagen wurde der abgeschiedene Wasserstoff in einem evakuierten Behälter gesammelt, wohingegen nun ein kontinuierlicher Austrag von Wasserstoff angestrebt wird. Da kein Hersteller Vakuumpumpen ohne eine Leckrate anbieten kann, besteht je nach gewünschter Reinheit des Wasserstoffs die Möglichkeit einer Pumpe im solch einem Sammelbehälter zu verbauen.

Zur kontinuierlichen Überwachung des Prozesses ist zudem das Vorsehen aussagekräftiger Messstellen notwendig. Die in Tabelle 4.1 Messtellen sollen eine Überwachung des Prozesses ermöglichen. In den Laborversuchen hat sich für die Druck- und Temperaturmessungen ein Aufzeichnungsabstand von mehreren Minuten als ausreichend herausgestellt. Die elektrischen Parameter wurden sekundlich aufgenommen, was zu einer genaueren Beurteilung des elektrischen Widerstandverhaltens des FHT®-Materials bei unterschiedlichen Betriebspunkten führte.

Tabelle 4.1: Vorgesehene Messstellen für die Abscheideeinrichtung

Typ	Ort
Druckmessung	Mischgaseinlass
Druckmessung	Vakuum im Reingas
Druckmessung	Atmosphäre
Druckmessung	Gasvorratsbehälter
Temperaturmessung	Oberfläche der FHT®-Röhrchen
Temperaturmessung	Gehäuse
Temperaturmessung	Umgebung
Elektrisch	Spannungen
Elektrisch	Ströme
Sicherheitseinrichtung	Wasserstoffkonzentration

Für den Betrieb der Separationseinheit ist ein kontinuierlicher Druck des H₂-Mischgases in dem Gehäuse erforderlich. Bisherige Versuche haben bei vier bis acht bar Betriebsdruck stattgefunden, weshalb das aus der Holzgaserzeugung stammende Mischgas verdichtet werden muss. Der Aufbau der Weg des abgeschiedenen Wasserstoffs wird in Abbildung 4.9 verdeutlicht.

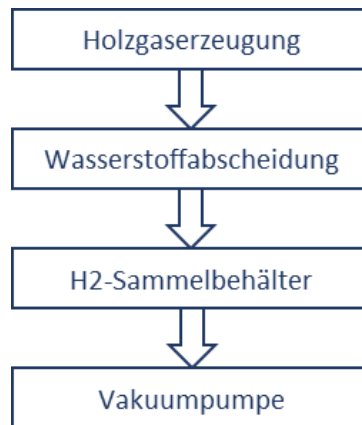


Abbildung 4.9: Weg des abgeschiedenen Wasserstoffs in dem Anlagenaufbau

Das oben beschriebene grundlegende Konzept der Abscheideeinheit dient als Grundlage für die weitere technische Auslegung dieser, welche in den folgenden Kapiteln näher beleuchtet wird.

4.2.2 Parameterstudie zur Festlegung des Sweet-Spots

Für den effizienten Anlagenbetrieb müssen die Rahmenbedingungen, bei welchen die optimale Abscheideeffizienz der Einheit erreicht werden kann, definiert werden. Hierfür wurden mit Hilfe eines Laboraufbaus, welche in

Abbildung 4.10 dargestellt ist, Parameterstudien durchgeführt.

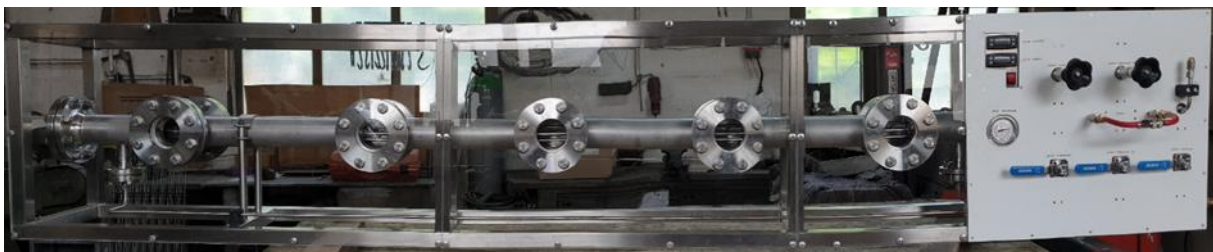


Abbildung 4.10: Versuchsanlage zur Ermittlung von Betriebspunkten

Es wurde experimentell mit einer Versuchsanlage nach einem möglichst energiearmen und somit kaltem Betriebspunkt gesucht. Diese Untersuchung wurde als notwendig erachtet, da die zur Abscheidung des Wasserstoffs verwendeten Eisenrohre sich bei Erwärmung längen bzw. verformen und daher bei einer Skalierung der Versuchsanlage aufwändige technische Gegenmaßnahmen erforderlich sein könnten.

Die Versuche wurden an einer mit drei Rohren ausgestatteten Anlage und dreiphasiger Energieversorgung in Sternschaltung durchgeführt. Die Anordnung im Gehäuse wurde für die Versuche dreieckig, wie in Abbildung 4.11 unterhalb der Legende dargestellt gewählt. Das ferritische Material verhält sich elektrisch wie reguläres Eisen, bei sinkender Temperatur sinkt auch der elektrische Widerstand, weshalb in Abbildung 4.11 das kälteste Rohr (grau) die höchste Leistungsaufnahme aufweist.

Das elektrische Verhalten wird durch die Temperaturverteilung außerhalb, am ungekühlten Metallgehäuse der Versuchsanlage bestätigt (siehe Wärmebildaufnahme in Abbildung 4.12).

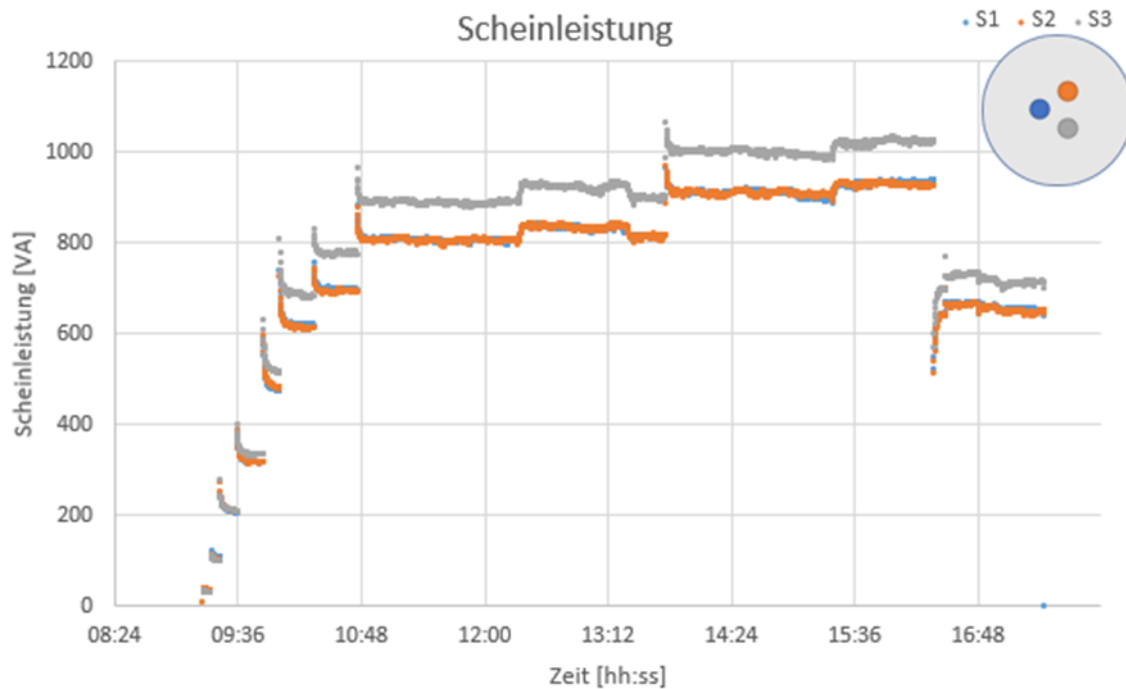


Abbildung 4.11: Elektrische Scheinleistung dreier Rohre mit unterschiedlicher Position bei identischer Spannung

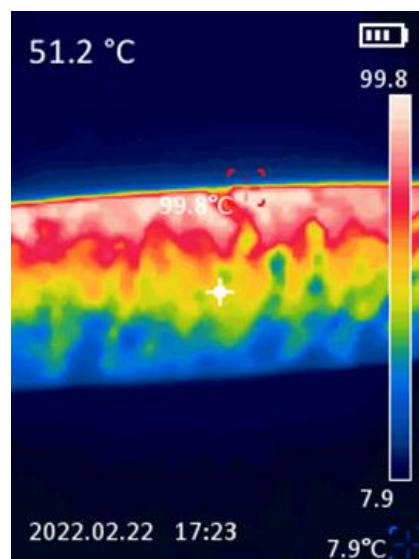


Abbildung 4.12: Wärmebildaufnahme des ungekühlten Gehäuses der Abscheideeinheit.

Die durchgeführte Versuchsreihe verdeutlicht, dass bereits eine ungleiche Temperaturverteilung aufgrund der Rohr-Position, im von Mischgas durchströmten Gehäuse die elektrischen Eigenschaften des Eisens beeinflusst und somit die Temperaturdifferenzen weiter verstärkt. Die Geometrie der Rohrbündel sollte so gewählt werden, dass der elektrische Widerstand der einzelnen Eisenrohre untereinander möglichst symmetrisch in Abhängigkeit der Temperatur steigt bzw. fällt. Eine Durchmischung / Verwirbelung des Mischgases ist von Vorteil.

Bei der Bestromung der Eisen-Rohre wird die entstehende Wärme durch das Wasserstoffmischgas abgeführt. Je kälter die Temperatur und höher die Wärmeleitfähigkeit des Mischgases ist, desto mehr Energie kann eingebracht und mehr Wasserstoff pro eingesetztem Meter Eisenrohr abgeschieden werden.

Eine weitere Einflussgröße ist der Druck des Mischgases auf die Eisenoberfläche und der daraus entstehenden Änderung der Wärmeabfuhr (siehe Abbildung 4.13). Dieses Verhalten ist besonders im Hinblick auf den notwendigen Kompressor zu berücksichtigen. Das Verhältnis zwischen abgeschiedenem Wasserstoff-Volumenstrom und der eingesetzten elektrischen Energie sinkt bei höherem Gehäusedruck. Dieses Verhalten lässt sich anhand der sinkenden Rohrtemperatur aufgrund einer höheren Wärmeleitfähigkeit des Mischgases erklären, weshalb die Energieaufnahme bei gleicher Spannung steigt – der H₂-Volumenstrom jedoch nicht im selben Umfang.

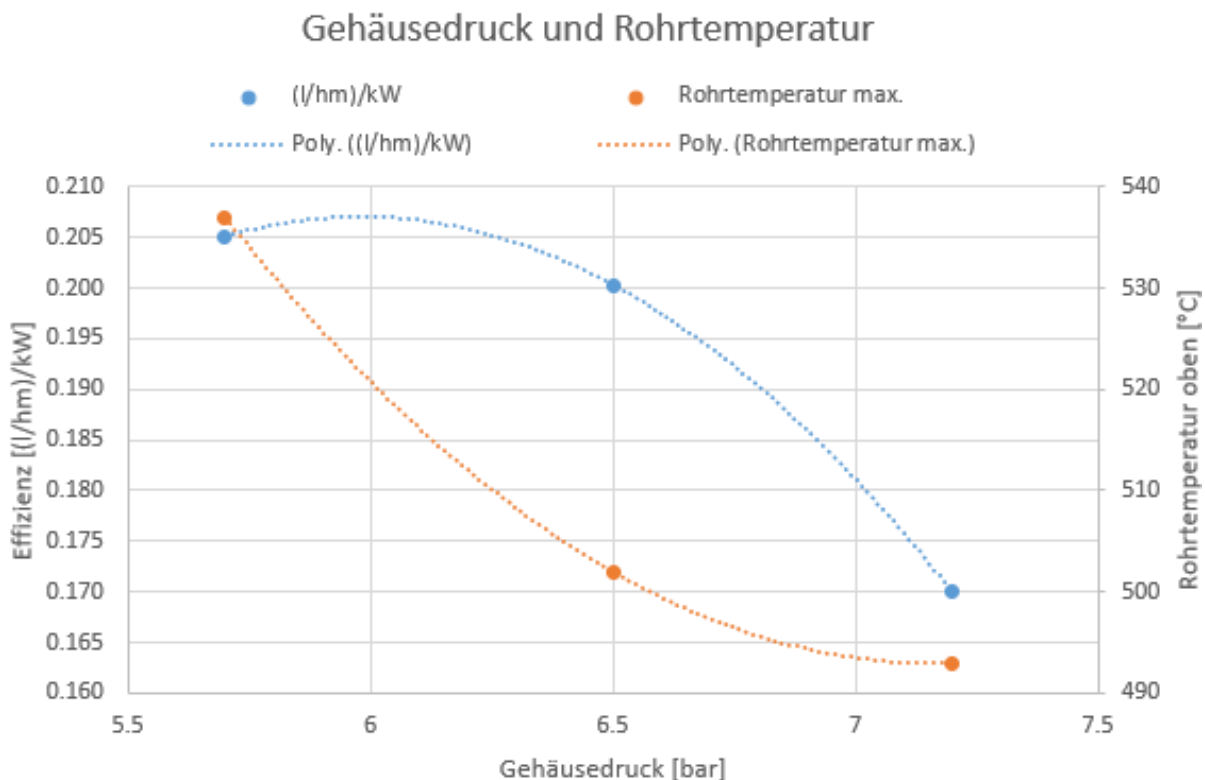


Abbildung 4.13: Einfluss des Gehäusedrucks (Wärmeleitfähigkeit) auf die Rohrtemperatur und Abscheideeffizienz.

Um Erkenntnisse über das Verhalten zwischen dem Volumenstrom des abgeschiedenen Wasserstoffs und der eingesetzten Energie zu erhalten, wurden die in Abbildung 4.14 angefahrenen Betriebspunkte eingestellt. Unterhalb des niedrigsten Betriebspunktes war keine Abscheidung von Wasserstoff messbar. Aus bisherigen Erkenntnissen ist bekannt, dass die FHT®-Rohre bei über 1 kW pro Meter und Temperaturen über 700°C (im 90%N₂ und 10%H₂ Gemisch) erweichen und einfallen können. Da bei Leistungen darüber sichergestellt werden muss, dass keine Hot-Spots auftreten, scheidet ein Betriebspunkt in diesem Bereich als Sweet-Spot aus.

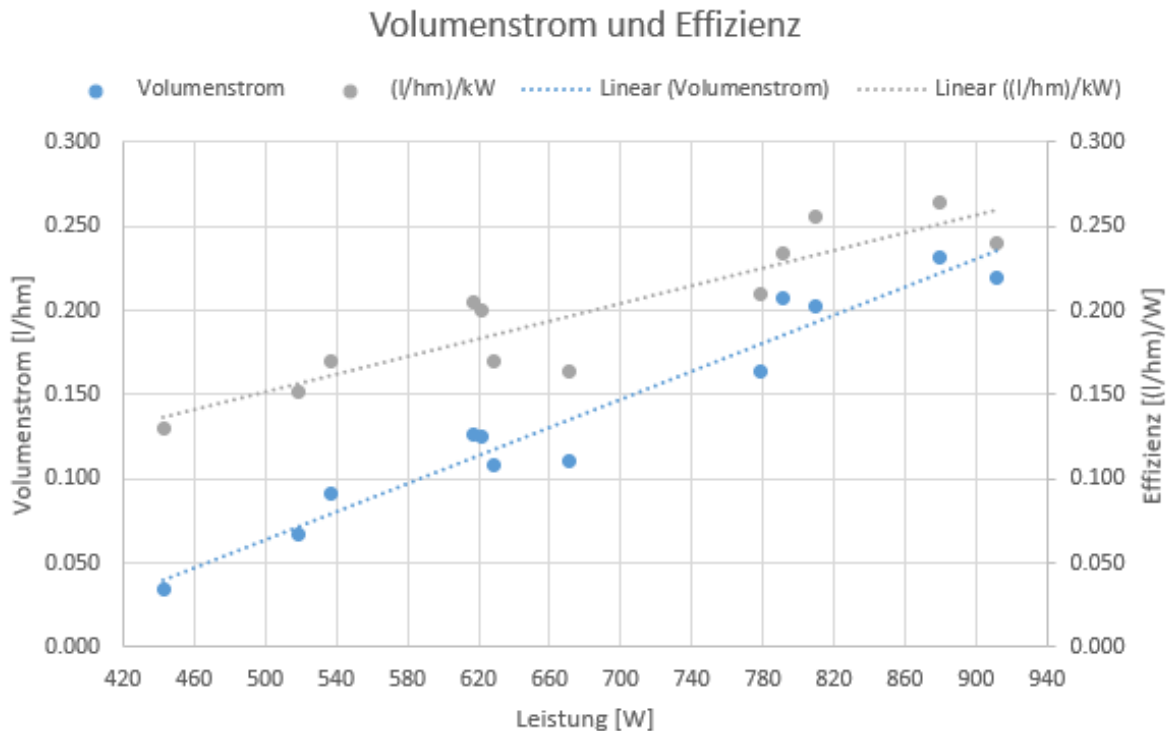


Abbildung 4.14: Einfluss der eingesetzten elektrischer Energie auf den Volumenstrom des abgeschiedenen Wasserstoffs bzw. der Abscheideeffizienz aus einem 90%N₂, 10%H₂ Gemisch

Zusammenfassend bilden die im Laboraufbau gesammelten Versuchsergebnisse gemeinsam mit dem aufgestellten Anlagenkonzept (siehe Kapitel 4.2.1) die Grundlage für den weiteren verfahrenstechnischen und konstruktiven Aufbau der Anlage. Die folgenden Punkte sind hierbei zu beachten:

- Die drei FHT®-Rohre müssen in jeder Abscheideeinheit möglichst symmetrisch eingebracht werden, um eine gleichmäßige Erwärmung und somit eine gleichmäßige Leistungsaufnahme zu gewährleisten
- Die Abscheidemenge und Abscheideeffizienz steigt mit steigender elektrischer Leistung. Begrenzend wirkt hierbei die maximale Leistungsaufnahme (1kW/m) bzw. Temperatur (700°C) der FHT®-Rohre, welche im Betrieb nicht überschritten werden dürfen.
- Eine Kühlung der FHT®-Rohre (z.B. über das Mischgas) vergrößert die maximal mögliche Leistungsaufnahme der Rohre, für welche die maximal zulässige Temperatur überschritten wird.

4.2.3 Verfahrenstechnische Auslegung

Die Verfahrenstechnische Auslegung wurde unter Berücksichtigung der wesentlichen den Prozess und die Anlage beeinflussenden Faktoren durchgeführt (siehe auch Kapitel 4.2.1 und 4.2.2). Hierbei wurden dem elektrischen Energiebedarf auch Temperaturspannen und die aus Vorversuchen bekannten Druckbereiche berücksichtigt worden. Aus Zeit- und Kostengründen wurde sich entschieden die Abscheideeinheit direkt in der Containerlösung einzuplanen und einzubauen, weshalb die im Folgenden dargelegten Ergebnisse in Teilen auch im Bezug zu Kapitel 4.3 stehen.

Neben den bereits genannten Punkten wurden folgende Erweiterungen des Konzepts vorgenommen:

- Da die Vorversuche gezeigt haben, dass sich die Eisenrohre insb. bei hohen elektrischen Leistungen stark erwärmen, wird ein Gas- Wasser Wärmetauscher zum Kühlen des Mischgases vorgesehen. Dieser entnimmt ebenfalls die Wärme nach dem Verdichten. Beim Kühlen ist das Ausfallen von Wasser möglich, was die Installation von Kondensatfallen erforderlich macht.
- Der aus dem inneren der Eisenrohre abgeschiedene Wasserstoff soll wie bei bisherigen Versuchen in einem vakuumierten Sammelbehälter zwischengelagert werden. Aus diesem kann dann kontinuierlich über eine Vakuumpumpe der Wasserstoff entnommen werden.

Auf Basis dieser Grundlage wurde ein verfahrenstechnisches Fließbild erstellt, welches die wichtigsten Komponenten der Abscheideeinheit sowie deren Funktion definiert. Dieses wurde im Laufe des Projektes überarbeitet, um erforderliche Änderungen zu berücksichtigen. Ein vereinfachtes Verfahrensfliessbildes der Abscheideeinheit in ihrem finalen Stadium, welche die wichtigsten Prozessfunktionen darstellt, findet sich in

Abbildung 4.15.

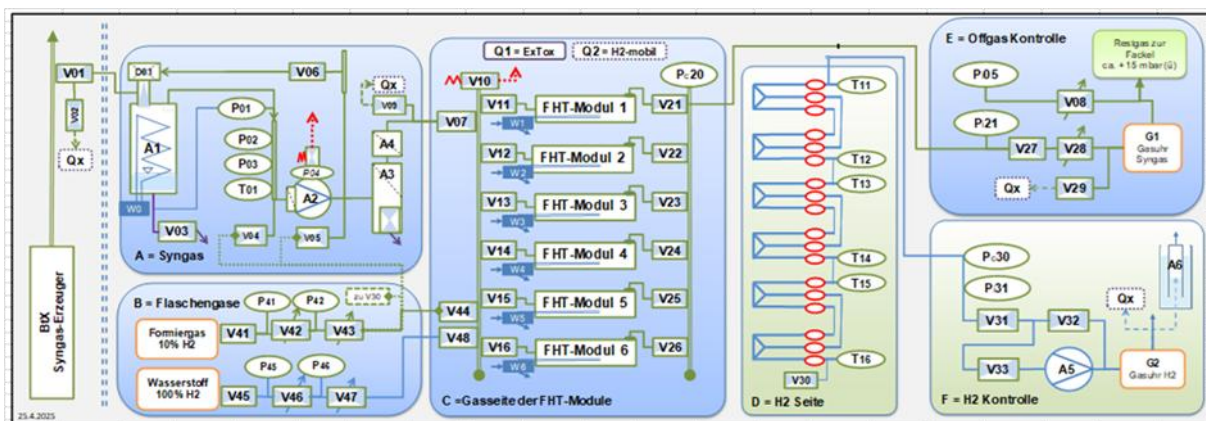


Abbildung 4.15: Vereinfachtes Verfahrensfliessbild der FHT®-Abscheideeinheit

Die Abscheideeinheit besteht wie in

Abbildung 4.15 dargestellt aus mehreren Teilsystemen:

- Der Synthesegasweg (SP) für die Versorgung der Abscheider mit Synthesegas bei niedrigem und hohem Druck - Optional aus dem der BtX-Anlage nachgeschalteten Verdichter (A) oder aus Flaschengasen (B). Von hier gelangt das Synthesegas in die FHT-Module, wo die Abscheidung beginnt.
- Der Gasweg (GP) mit dem Gasverteiler, den FHT-Modulen, dem Gaskollektor und der Durchflussregelung sowie der Gasentnahme und -messung (C/E). Das nach der Abscheidung verbleibende Gas wird über verschiedene Anschlüsse entnommen und gesammelt bevor es durch einen Gaszähler (G1) geleitet wird.
- Der Wasserstoffpfad (HP) mit den Eisenrohren innerhalb der FHT-Module (D/F) und dem H₂-Gasweg (F). Der abgetrennte Wasserstoff strömt innerhalb der Eisenrohre und wird mit oder ohne Vakuumpumpe (A5) extrahiert. Das Wasserstoffvolumen durchläuft den Gaszähler (G2).
- Weitere Komponenten mit Anschlüssen für Synthesegas, Strom und Wasser, der Schaltschrank und die elektrische Installation sowie die Datenerfassung.

Für den Betrieb der Anlage wird das unten schematisch beschriebene Konzept vorgesehen.

Zunächst wird Synthesegas aus dem BtX-Vergaser (A in

Abbildung 4.15) oder aus Gastanks (B) über den Gaswegverteiler zum Einlass der sechs FHT-Module geleitet. Vor dem Eintritt in den Verteiler wird das Synthesegas aus dem BtX-Vergaser (A2/SP2) auf einen maximalen Druck von 10 bar komprimiert. Die Absperrventile V11 bis V16 ermöglichen den Gasdurchfluss innerhalb der verschiedenen Separatoren. Die FHT-Module 1 bis 6 sind über Rohrstutzen an die Stromversorgung angeschlossen. Es wird jeweils nur ein Modul aktiv mit Strom versorgt. Grund hierfür ist der begrenzende Faktor der gesamten elektrisch zugeführten elektrischen Leistung. Übliche Gebäudeanschlüsse in Industriegebieten erlauben meist nur die Entnahme von 43kW elektrischer Energie aus dem öffentlichen Stromnetz. Durch eine Definition eines optimierten Betriebsbereiches zur Verringerung der benötigten elektrischen Energie pro Modul oder durch die Bereitstellung einer ausreichenden Versorgungsleistung lässt sich diese Limitierung umgehen. An der Oberseite jedes Moduls sind Thermoelemente (T1x) angebracht, um die Temperatur (D) zu messen. Die sechs FHT-Module sind parallel angeordnet und mit elektrisch isolierenden Kunststoffschläuchen verbunden. Das Ventil V30 ermöglicht den Durchfluss von H₂ durch den Wasserstoffweg, nachdem

dieser abgetrennt wurde. Dadurch ist es möglich einzelne Module zu betreiben. Es ist auch möglich, das Flaschengas über das Ventil V30 (von B nach D) direkt an dem Wasserstoffweg anzuschließen. Dies kann zum Inertisieren des Wasserstoffwegs verwendet werden, ohne die FHT-Module zu betreiben (mehr Details siehe Kapitel 4.2.4). Vor der Abgasregelung (E) wird der Druck dank eines Drosselventils (V28/GP4) vor der Volumenmessung (G1) auf Umgebungsdruck (leichter Überdruck von 15 mbar) reduziert. Auf der Wasserstoffseite ermöglicht ein Gaszähler (G2) das Ablesen des Volumens des Wasserstoffs, der abgetrennt wird (HP2) und ins Innere der Abscheiderohre strömt. Um die Prozesseffizienz zu erhöhen kann eine Vakuumpumpe (A5) an das System angeschlossen werden. Eine Wasserblasensäule (A6) dient zur visuellen Darstellung des Gasflusses und fungiert als Rückschlagvorrichtung: Bei Verwendung der Wassersäule kann kein Sauerstoff in das System gelangen. Optional kann an der Wassersäule ein Gasanalysator (Qx) angeschlossen werden, um die Reinheit des Wasserstoffs zu bestimmen.

4.2.4 Erstellung des Sicherheitskonzeptes

Im Rahmen der Auslegung der Abscheideeinheit wurde das verfahrenstechnische Konzept einer Risikoanalyse unterzogen. Hierbei wurden neben gewöhnlichen Risiken verfahrenstechnischer Anlagen (z.B. Verletzung durch Scharfe Kanten, Verbrennungen durch heiße Oberflächen, etc.) folgende Risiken erarbeitet:

- A. Vergiftungs- und Erstickungsgefahr durch austretendes Gas.
- B. Ungewollter Sauerstoffeintritt im Gehäuse oder in dem Vakuumteil führt das dort befindliche Gas in einen explosionsfähigen Bereich.
- C. Gefahren durch elektrischen Strom, insb. Bei hohen Spannungen und Stromstärken.

Für diese Risiken wurde eine Risikobeurteilung vorgenommen und es wurden folgende Maßnahmen erarbeitet:

- A. Der Container wird mit einer stationären Gaswarneinrichtung ausgestattet. Diese alarmiert und schaltet die Gaszufuhr ab, sofern ein definierter Grenzwert überschritten wird. Als wichtigstes Sicherheitselement ist die Querlüftung des Containers zu nennen, Sie vermeidet effektiv die Ansammlung von gefährlichen Konzentrationen durch den ständigen Wechsel der Raumluft. Zusätzlich sind alle Bediener angehalten ein persönliches Gaswarngerät mit sich zu führen.
- B. Die Anlage wird vor dem Betrieb auf Dichtigkeit geprüft. Undichtigkeiten müssen vor dem Betrieb der Anlage beseitigt werden.. Vor dem Anlagenstart wird die Gesamtanlage mit Stickstoff gespült, der das Gas verdrängt. Um die Gefahr bei einer Undichtigkeit im Vakuumteil außerhalb des Gehäuses zu minimieren wird kein Sammelbehälter nennenswerter Größe verwendet. Zündquellen werden vermieden.

- C. Die maximale Spannung welche auf die FHT®-Rohre gegeben wird, wird bauseitig so limitiert, dass Personenschäden ausgeschlossen sind.

Neben den anlagentechnischen Vorrichtungen, wurden für alle Arbeitsschritte Arbeitsanweisungen (engl. Standard Operating Procedures, SOPs) verfasst, um das Betreiberpersonal beim Betrieb der Anlage zu unterstützen und Gefahren zu eliminieren. Die SOPs enthalten neben einer Beschreibung aller Tätigkeiten auch die notwendige persönliche Schutzausführung, welche für jede Aktivität von Nöten ist.

Die Kombination dieser Maßnahmen, mit der Tatsache, dass der Container lediglich von geschultem, technischen Personal betrieben wird, bildet somit die Grundlage für einen sicheren und störungsfreien Betrieb der Abscheideeinrichtung.

4.2.5 Apparative Auslegung und Konstruktion einer Abscheideeinheit

Auf Basis der verfahrenstechnischen Auslegung (siehe Kapitel 4.2.3) wurden für den Container folgende Dokumente erstellt:

- R&I Fließschema
- 3D-Modell
- Fertigungszeichnung für die Herstellung der Konstruktionsteile (insb. Abscheiderohre, mehr Details siehe unten)
- Regel- bzw. Steuerkonzept für den Container
- Elektrischer Schaltplan

Hierbei wurden auf der einen Seite die definierten technischen Rahmenbedingungen berücksichtigt, während gleichzeitig die räumlichen Beschränkungen des Containers in Betracht gezogen wurden, um auf Anbauten am Container verzichten zu können und so eine gute Transportfähigkeit der Anlage zu gewährleisten.

Neben der Definition der grundlegenden Aufstellung der Komponenten im Container, die in Abbildung 4.16 dargestellt ist, wurden in der mechanischen Konstruktion Fertigungszeichnungen für alle Bauteile erstellt. Hier stellte sich insb. die Einbringung der FHT®-Rohre in das Hüllrohr als technische Herausforderung dar, welche in mehreren Trial-and-Error schleifen überarbeitet und optimiert wurde (siehe auch Kapitel 4.2.6 und 4.2.7). Die grundlegende Herausforderung war hier, eine technisch-dichte, demontierbare und thermostabile Verbindung zu schaffen, die auch nach mehreren Bestromungszyklen eine ausreichende technische Dichtheit und Stabilität aufweist. Außerdem wurde jedes Abscheidernodul mit einer Wassergekühlten Kühllanze ausgestattet, um die Erhitzung des Moduls während der Bestromung (siehe auch Kapitel 4.2.2) zu reduzieren. Das finale Design des Abscheidemoduls, welches konstruktiv erarbeitet wurde, ist schematisch in Abbildung 4.17 dargestellt.

Abgesehen von konstruktiven Herausforderungen mussten im Verlauf der Auslegung des Abscheidecontainers auch verfahrenstechnische Lösungen erarbeitet werden. Dies betraf insb. die Gasbefördernden Kaufteile (d.h. Gaskompressor und Vakuumpumpe), für welche eine sichere aber gleichzeitig kaufmännisch realisierbare Lösung erarbeitet wurde.

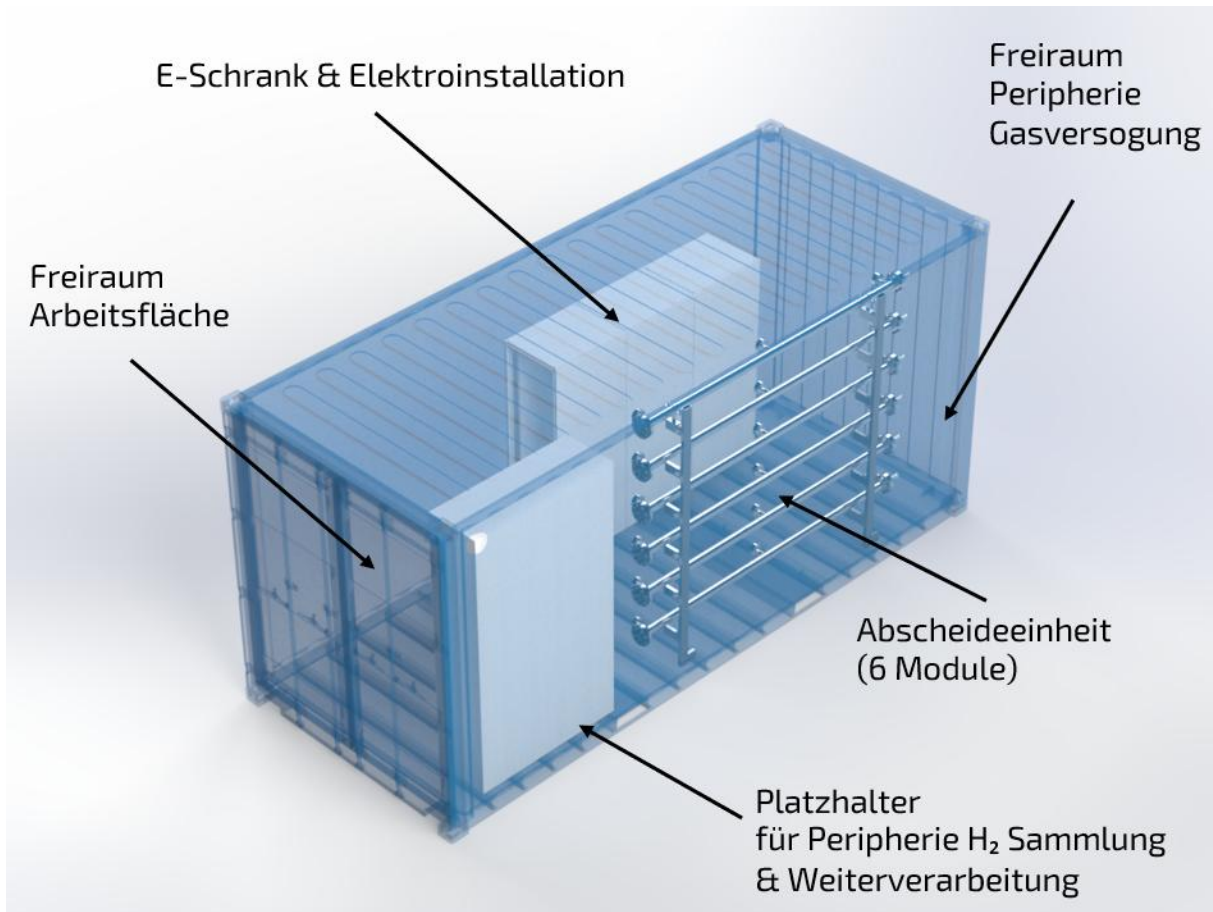


Abbildung 4.16: Vereinfachtes Rendering des Gesamtcontainers mit Hervorhebung der wichtigsten Einheiten.

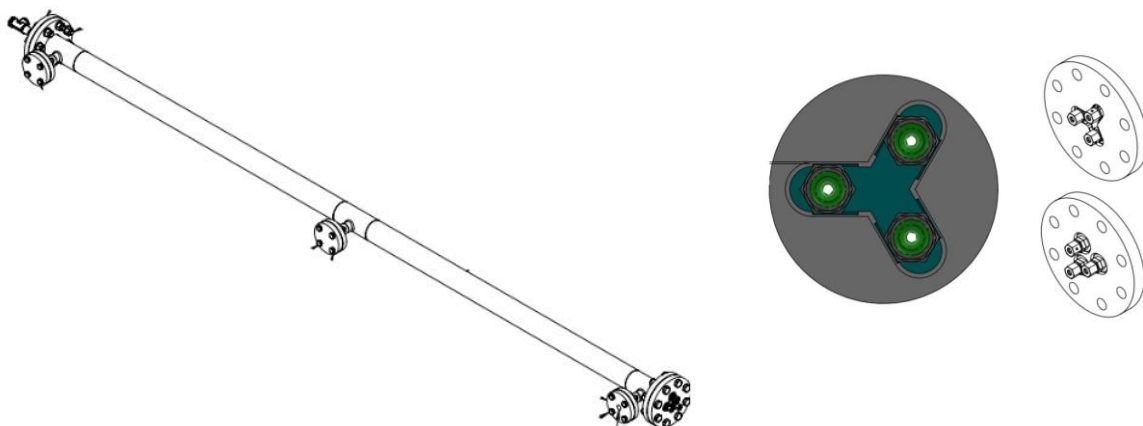


Abbildung 4.17: Auszüge aus den Fertigungszeichnungen für die Abscheideeinheit. Links: Ansicht eines Moduls der Abscheideeinheit, rechts: Detailansicht der Endflanschkonstruktion eines Abscheidemoduls zur Einbringung dreier FHT®-Rohre.,

Zuletzt wurden im Rahmen Auslegung des Containers noch die elektrischen und automatisierungstechnischen Details definiert.

Aus elektrischer Sicht stellte sich hier der allgemeine zur Verfügung stehende Netzanschluss als begrenzender Faktor dar. Der Container soll möglichst über einen 63A CEE-Anschluss verfügen. Dieser erlaubt die Entnahme von bis zu 43 kVA, was ohne Berücksichtigung der Peripherie etwa 60m bestromten Eisenrohr bedeutet. Da jedoch gerade der Verdichter einen nicht unerheblichen Energiebedarf hat wurde sich entschieden im Container lediglich einen Frequenzumrichter vorzusehen, der flexibel an alle sechs Rohrmodule angeschlossen werden kann. Dies erlaubt es jeweils eines der Abscheidemodule zu bestromen, während die anderen Module für andere Zwecke (z.B. Wartung, Nullversuch, o.ä.) verwendet werden können. Der eingesetzte Frequenzumrichter wurde hierbei so parametrisiert, dass die maximale Spannungsabgabe limitiert wird, sodass keine Gefahr für Betreiber der Anlage besteht.

Aus automatisierungstechnischer Sicht wurde sich auf Grund des Versuchscharakters des Containers für eine rudimentäre Auslegung entschieden. Hierbei wurden nur die sicherheitsrelevanten Dinge (z.B. Gasüberwachung) automatisiert, während die Vielzahl der prozessrelevanten Komponenten (z.B. Ventile) von Hand betätigt werden müssen. Die in Kapitel 4.2.1 genannten Messstellen werden zentral von einem Datenlogger erfasst, um diese im Anschluss auswerten zu können. Für die im Betrieb durchzuführenden Tätigkeiten wurden jeweils SOPs verfasst, um einen effizienten, sicheren und störungsfreien Betrieb durch geschultes Personal zu ermöglichen.

4.2.6 Aufbau einer Abscheideeinheit für 40 – 60 m³/h Mischgas

Der Aufbau der Abscheideeinheit inkl. Peripherie erfolgte gemäß der in Kapitel 4.2.5 aufgelisteten technischen Dokumente direkt im dafür vorgesehenen Container. Der Baufortschritt ist in Abbildung 4.18: Ansichten des Abscheidecontainers während der Fertigstellung. Links: Leerer, angepasster Container mit Aufhängungen für die Abscheidermodule, Rechts: Container kurz vor der Fertigstellung mit Sicht auf die Sechs Abscheidermodule. Abbildung 4.18 dargelegt.



Abbildung 4.18: Ansichten des Abscheidecontainers während der Fertigstellung. Links: Leerer, angepasster Container mit Aufhängungen für die Abscheidermodule, Rechts: Container kurz vor der Fertigstellung mit Sicht auf die Sechs Abscheidermodule.

Während des Aufbaus wurden kleine Optimierungen und Anpassungen vorgenommen, die in den zugrundeliegenden Dokumenten festgehalten wurden. Dies umfasste u.a. die Anordnung der sechs Abscheidermodule oder die Konstruktion der Endflanschkonstruktion der Abscheidermodule (mehr Details siehe Kapitel 4.2.5). Mit Abschluss der Arbeiten inkl. der notwendigen Prüfungen (z.B. Überprüfung der verbauten Elektrik) wurde der Container mit den notwendigen Versorgungsleitungen ausgestattet (insb. Stromversorgung) sowie um eine Aufstellungsmöglichkeit für Flaschengase ergänzt, um den Container für den anschließenden Betrieb mit Flaschengasen vorzubereiten (siehe Kapitel 4.2.7). Der fertige Container ist in Abbildung 4.19 gezeigt.



Abbildung 4.19: Ansichten des Abscheidecontainers nach Fertigstellung.

4.2.7 Erprobung der Abscheideeinheit mit Reingas im Labor

Auf Grund des konstruktiven Ansatzes das Abscheidemodul gemeinsam mit der dafür notwendigen Peripherie direkt in dem dafür vorgesehenen Container unterzubringen (siehe Kapitel 4.2.4-4.2.6) wurde die Abscheideeinheit direkt gemeinsam mit der Peripherie im Container getestet. Als Testgas wurde hier eine Mischung aus Wasserstoff und Stickstoff aus Gasflaschen verwendet.

Zu Beginn der Erprobung wurde beobachtet, dass das ursprüngliche Endflansch-Design nach mehrfacher Bestromung nicht die erforderliche technische Dichtheit und Stabilität aufweist, weshalb dieses iterativ optimiert werden musste, bis dies gegeben war (mehr Details siehe 4.2.5). Darüber hinaus musste auch die Peripherie während der Inbetriebnahme leicht optimiert und angepasst werden. Hierbei wurde festgestellt, dass unter Berücksichtigung der technischen und finanziellen Rahmenbedingungen keine zufriedenstellende Lösung für den Betrieb der Wasserstoffseite im Unterdruck (d.h. mit laufender Vakuumpumpe) bei der alle sicherheitstechnischen Aspekte eingehalten werden (siehe Kapitel 4.2.4) existiert. Daher wurde im Containerbetrieb auf den Betrieb der Vakuumpumpe verzichtet.

Für den Betrieb des Abscheidecontainers wurden zunächst zwei Versuchsreihen konzipiert:

1. Sequenzieller Betrieb von drei Modulen mit temporärer Bestromung zur Ausnutzung der maximalen Abscheiderfläche
2. Betrieb eines Abscheidermoduls bei optimierten Betriebsbedingungen

Für Versuchsreihe 1.) wurde der in Tabelle xx dargestellte Versuchsablauf gewählt. Wie in Kapitel 4.2.5 erläutert, kann immer nur ein Modul bestromt werden. Da vorangegangene Vorstudien und theoretische Betrachtungen es nahegelegt haben, dass die Module nach erstmaliger Aktivierung mit Strom auch nach dem Abschalten des Stroms weiter eine Abscheideleistung aufweisen, wurden die Module nacheinander unter Aufgabe eines H₂/N₂ Gemisches mit Strom aktiviert, um dann zum Abschluss des Experimentes gleichzeitig mit dem Testgas beaufschlagt zu werden, allerdings ohne Bestromung.

Tabelle 4.2: Schematische Illustration des Versuchsplan für Versuchsreihe 1.)

Modul Nr.	0-1 h	1-2 h	2-3 h	3-4 h
1	Aktivierung	Aktiviert, Stillstand	Aktiviert, Stillstand	Experiment
2	Stillstand	Aktivierung	Aktiviert, Stillstand	Experiment
4	Stillstand	Stillstand	Aktivierung	Experiment

Eine Zusammenfassung der Temperatur-, Druck-, sowie Spannungs- und Leistungsprofile die während der Versuche aufgezeichnet wurden, sind in Abbildung 4.20 und Abbildung 4.21 dargestellt.

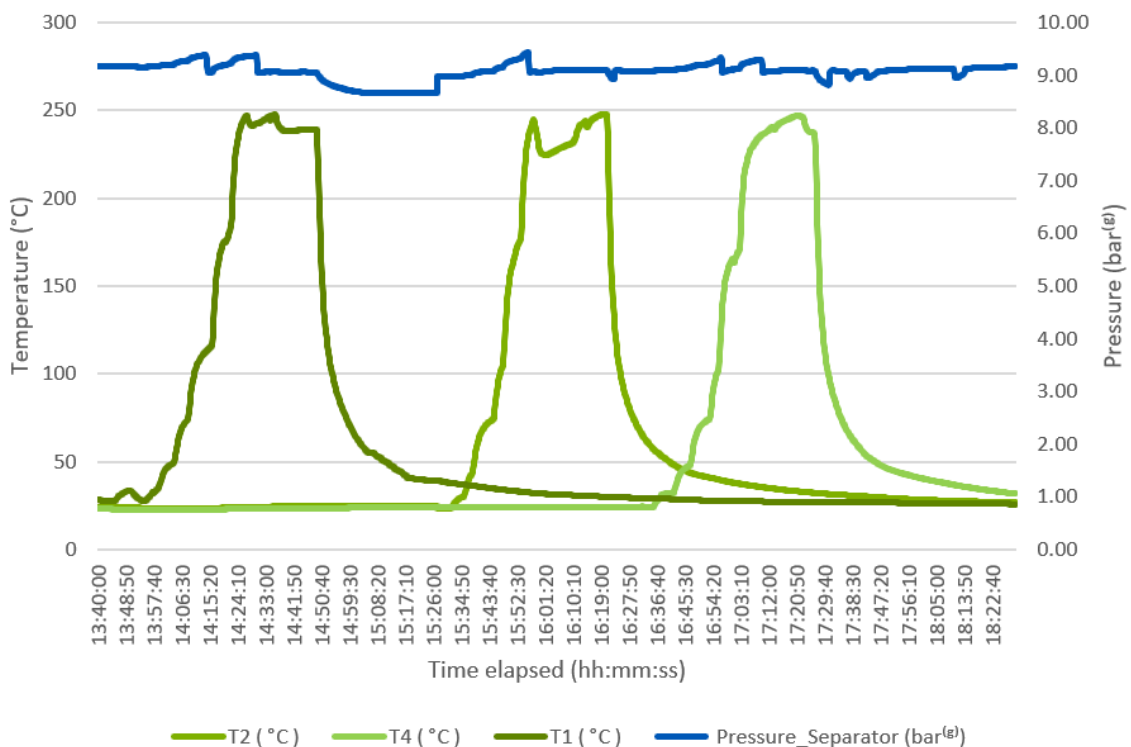


Abbildung 4.20: Graphische Aufbereitung der Versuchsergebnisse der ersten Versuchsreihe - Druck und Temperaturprofile über die Versuchsdauer

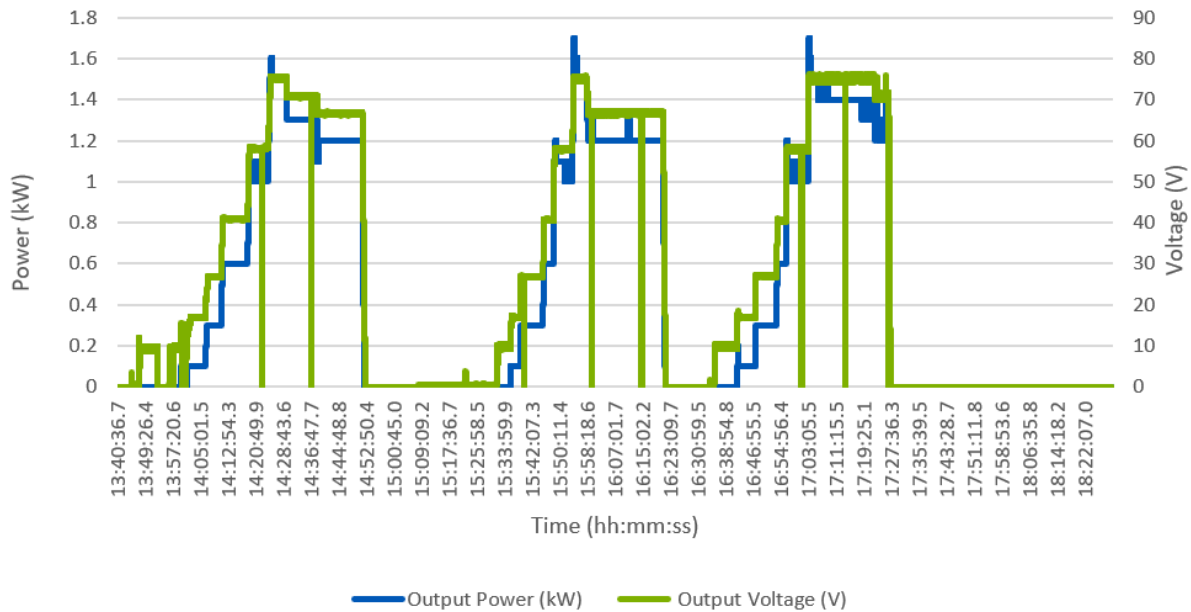


Abbildung 4.21: Graphische Aufbereitung der Versuchsergebnisse der ersten Versuchsreihe – Elektrische Leistung und Spannung über die Versuchsdauer.

Aus Abbildung 4.20 und Abbildung 4.21 ist trotz der aktiven Kühlung der Module mittels der dafür vorgesehenen Kühllanlagen erneut der klare Zusammenhang zwischen elektrischer Leistung und Modultemperatur ersichtlich. Dies bedeutet, dass die Kühllanlage zwar für eine etwas homogenere und leicht abgeschwächte Erwärmung der Module führt, diese aber nicht gänzlich verhindern kann. Zudem wurde im Rahmen der ersten Versuchsreihe hier beobachtet, dass entgegen der eingehenden Vermutung, die Module nach Abschalten des Stromes keine messbare Abscheideleistung aufweisen. Dies bedeutet daher, dass jedes Modul dauerhaft bestromt werden muss, um Wasserstoff aus einem Mischgas abscheiden zu können.

Auf Basis der Versuche der ersten Versuchsreihe wurde daher für die zweite Versuchsreihe beschlossen, unter Berücksichtigung der Laborstudien (siehe Kapitel 4.2.2) die Wasserstoffausbeute für ein Modul zu maximieren. Als wichtiger Unterschied zu den vorangegangenen Versuchen ist hier die oben genannte Einschränkung hinsichtlich des Betriebs der Vakuumpumpe zu nennen.

Im Verlauf des Versuches wurde die Modultemperatur bis auf 500°C erhöht. Hierbei konnte auch nach Abschluss des Versuches die Dichtheit an allen Verbindungen des Endflansches nachgewiesen werden, was dessen Stabilität auch bei stark erhöhten Temperaturen zeigt. Dies stellt auf Grund der Komplexität dieser konstruktiven Aufgabe einen großen Fortschritt dar, auf dessen Basis die Module zuverlässig weiter optimiert werden können. Während der starken Erhöhung der Temperatur wurde allerdings eine Verformung des Moduls beobachtet (siehe Abbildung 4.22), was darauf hindeutet, dass trotz der verbauten Kühlung auch am Hüllrohr des Abscheiders thermische Ausdehnung stattfindet, die konstruktiv berücksichtigt werden muss.



Abbildung 4.22: Ansicht des ersten Moduls nach Abschluss der 2. Versuchsreihe mit Hervorhebung des verformten Bereichs.

Aus prozesstechnischer Perspektive zeigte sich, dass bei den Versuchen im Container lediglich Abscheidegrade $<1\%$ erreicht wurden, welche somit im Vergleich zu den ursprünglichen Laborversuchen (siehe Kapitel 4.2.2) deutlich geringer ausfielen. Als einzigen plausiblen Grund hierfür ließ sich der fehlende Unterdruck auf der Sammlerseite des Abscheidermoduls ausfindig machen. Daher kann konstatiert werden, dass nicht allein die Druckdifferenz über die FHT®-Rohre, sondern auch der eingestellte Unterdruck auf der Sammlerseite der Rohre maßgeblich für die erzielbaren Abscheideraten ist.

Zusammenfassend lassen sich aus den Versuchen mit dem FHT®-Abscheidermodul folgende Schlussfolgerungen ziehen:

- Durch Konstruktionsänderungen am FHT®-Endflansch konnte die Gasdichtheit aller sechs installierten FHT®-Module der Abscheideeinheit erreicht werden, wodurch eine große technische Hürde im Zusammenhang mit der FHT®-Technologie überwunden wurde. Die neue Flanschkonstruktion sollte eine zuverlässige Serienfertigung gasdichter FHT®-Module ermöglichen.
- Entgegen den Annahmen während der Konstruktionsphase benötigen die FHT®-Rohre eine kontinuierliche Stromversorgung, um eine H₂-Trennung zu erzielen. Module, die durch Stromversorgung „aktiviert“ wurden, verlieren sofort ihre Trennwirkung, wenn sie nicht mehr mit Strom versorgt werden. Daher muss bei zukünftigen Anlagen sichergestellt werden, dass eine kontinuierliche Stromversorgung für alle installierten FHT®-Module verfügbar ist.
- Die Bereitstellung von Vakuum auf der H₂-Seite der FHT-Module scheint eine entscheidende Voraussetzung für eine signifikante Trennleistung zu sein. Selbst bei hoher Druckbeaufschlagung auf der Synthesegasseite (bis zu 9 bar) waren die Trennwirkungen im Inneren des Behälters um ein Vielfaches geringer als in der vorherigen Laborumgebung, für welche eine Vakuumpumpe eingesetzt wurde.

Aus sicherheitstechnischen Aspekten, welche erst beim Betrieb des Abscheidecontainers ersichtlich wurden, konnte auf der Sammlerseite im Container angelegt werden. Um für künftige Anwendung einen Vakuumbetrieb zu ermöglichen, müssen entsprechende Prozessanpassungen vorgenommen werden (z.B. kontinuierliche Sauerstoffüberwachung stromaufwärts der Vakuumpumpe um Lufteintritte detektieren zu können).

- Aus den Versuchen konnte geschlossen werden, dass die maximale Wasserstoffabscheidung im Abscheidermodul bei Temperaturen um 450°C erreicht wurden. Eine genaue Bestimmung der optimalen Parameter für einen kombinierten Betrieb mehrerer Module muss in einem Aufbau bestimmt werden der zum einen die ausreichende elektrische Versorgungsleitung zur Verfügung stellen kann (siehe oben) und zum anderen eine exakte Vermessung aller Ströme (insb. in puncto Durchflussrate und Wasserstoffkonzentration) erlaubt, um eine exakte Prozessbilanzierung zu ermöglichen.
- Aus den oben genannten Gründen sind die im Container ermittelten Abscheideraten extrem niedrig. Daher werden weitere Bewertungen der FHT®-Technologie in einer Laborumgebung und unter Verwendung geeigneter Simulationsansätzen empfohlen, um das Potenzial der Technologie vollständig auszuschöpfen. Aus Kosten- und Zeitgründen konnten diese Aktivitäten im Projekt nicht mehr realisiert werden. In Folgeprojekten sollten diese jedoch, bevor weitere Skalierungsaktivitäten forciert werden, vorangetrieben werden. Sobald in einer kontrollierten Umgebung (z. B. im Labor mit Flaschengasen) zufriedenstellende Abscheidungswirkungsgrade mit definierten Randbedingungen zuverlässig nachgewiesen werden können, sollten zukünftige Tests die Leistungsfähigkeit der Technologie unter repräsentativen Bedingungen (z. B. Synthesegas aus einem Vergasungsprozess) unter Verwendung einer geeigneten Anordnung beleuchten. Eine Möglichkeit wäre hier die Aufrüstung des bestehenden Containers gemäß den oben aufgeführten Vorschlägen.

Die oben genannten Schlussfolgerungen haben Auswirkungen auf Folgeaktivitäten im Projekt, insb. die Untersuchung und Bewertung der Gesamtanlage, die in Kapitel 4.4 näher beleuchtet werden.

4.3 Kombination der Verfahren im Realmaßstab

4.3.1 Erarbeitung der Schnittstellenanforderungen für die Gasübergabe

Die Schnittstellenanforderungen an die Gasübergabe wurden technisch abgestimmt und definiert. Die zu erwartende Gasmenge und -Zusammensetzung sowie weitere Übergabeparameter konnten aus den geleisteten Versuchen wie folgt angepasst werden:

- 65 Nm³ Gasvolumenstrom nach Shift
- Gaszusammensetzung (feucht):
 - o 3 Vol.-% CO
 - o 25 Vol.-% CO₂
 - o 3 Vol.-% CH₄
 - o 26 Vol.-% H₂
 - o 40 Vol.-% N₂
 - o 3 Vol.-% H₂O
- Übergabedruck 0 bar.
- Übergabetemperatur 150 °C

Um das Gas auf eine geeignete Eingangstemperatur nahe Umgebung zu kühlen, wurde eine am Container außenliegende Kühlstrecke ergänzt.

Zusätzlich wurden Schnittstellen für Signalleitungen (Sicherheitsabschaltung, etc.) und eine Vereinigung der Fackelleitung für den Versuchsbetrieb abgestimmt.

4.3.2 Integration der Anlage in ein neues Containerkonzept

Die mobile Einheit sollte anders als zunächst vorgesehen als 2-Container-Lösung in je 20 Fuß Schiffscontainern entworfen werden, da die Anlagen dann auch separat für andere Einsatzzwecke (Alternative Synthesegaserzeugungen, Synthese- oder Brenngasbereitstellung, etc.) eingesetzt werden können. Abbildung 4.23 zeigt die auskonstruierte Anlage aus transportablem Vergaser- und Abscheidecontainer.

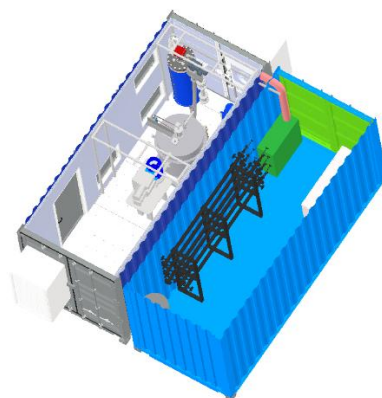


Abbildung 4.23: Kombinierte Anlagenkonstruktion aus zwei 20 Fuß-Containern mit Vergaser- und Abscheideeinheit

4.3.3 Integration der mobilen Anwendung

Die beiden Anlagenteile in getrennten Containern sind aufgrund der Normgröße durch LKW ortsflexibel aufstellbar und erlauben es auch einzeln betrieben zu werden. Äußere Anbauteile sind für den Transport rückzubauen und gegebenenfalls separat zu transportieren.

Der Vergasercontainer wurde durch ein entsprechendes, neu ergänztes Stützwerk der Einzelkomponenten und leichte Demontierbarkeit der außenliegenden Teile der Anlage modifiziert. Abbildung 4.24 zeigt beispielhaft einen Teil der Verstrebungen am Eintrag und an den Rohrleitungen des Vergasers.



Abbildung 4.24: Abgestütztes Eintrags- und Rohrleitungssystem

4.3.4 Erarbeitung eines Sicherheitskonzeptes

Die in Synthesegas auftretenden Stoffe und auch die beiden Anlagenteile sind für den Menschen nicht ungefährlich, weshalb ein gemeinsames Sicherheitskonzept entwickelt wurde. Dieses sieht vor, dass eine automatische Abschaltung bei Fehlfunktionen und Defekten stattfinden muss. Dazu zählen neben abnormalen Betriebszuständen auch durch Personen auslösbare Sicherheitseinrichtungen wie Not-Halt Taster. Es muss jederzeit der Weg zu einem Sicheren Zustand eingeleitet werden können. Der Signalaustausch zwischen den Anlagen wird über potentialfreie Kontakte realisiert und umfasst neben Freigabesignalen auch Anlagenzustände. Das Sicherheitskonzept mit Gasüberwachungen, automatischen Abschaltvorgängen und entsprechenden Sicherheitskreisen konnte wie geplant festgelegt werden. Übliche für den Betrieb notwendige Unterlagen wie Gefährdungsbeurteilen, Explosionsschutzkonzepte, Betriebsanweisungen, etc. wurden zur Ermöglichung des Versuchsbetriebes erstellt.

4.3.5 Aufbau der Container

Der in AP 3.2 in zwei einzelne 20 Fuß Container aufgeteilte Aufbau wurde wie geplant errichtet, jedoch aus den in Abschnitt 4.2 erwähnten Gründen nicht zu einem Gesamtaufbau an einem gemeinsamen Standort vereint. Im Nachfolgenden wird der Aufbau der Einheiten erläutert.

a) Vergaser-Container

Der Vergasercontainer mit integrierter Nachbereitung mittels Filter und Wassergas-Shift wurde entsprechend und in Q4/23 wie geplant abgeschlossen. **Abbildung 4.25 Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.** bis **Abbildung 4.28 Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden.** zeigt den Anlagencontainer, den integrierten Vergaser, die neue Schleuse für den mobilen Betrieb und den neu Entwickelten Shift-Reaktor und Dampferzeuger im Inneren des Containers.



Abbildung 4.25: Containeranlage mit Belüftung, Horn und Fackel



Abbildung 4.26: Vergaser



Abbildung 4.27: Schleuse



Abbildung 4.28: Shiftreaktor & Verdampfer

b) FHT®-Container

Wie bereits in Kapitel 4.2 genannt, wurde die auszulegende Abscheidereinheit aus zeitlichen Aspekten sowie aus Kostengründen direkt in den dafür vorgesehenen Container integriert. Details zur Auslegung und Konstruktion sind in Kapitel 4.2 im Detail aufgeführt. Unter Kapitel 4.2.6 sind eine Beschreibung sowie Bilder des finalen FHT® -Containers zu finden.

4.3.6 Sicherheitstechnische Abnahmen und Genehmigungsverfahren

Die Anlage dient über die Projektlaufzeit als temporär installierte Versuchsanlage und musste daher in Absprache mit den zuständigen Behörden weder eine Bau-, noch aufgrund ihrer geringen Leistung eine Genehmigung nach BImSchV erhalten. Da keine Abfüllanlage installiert wird, war auch keine Genehmigung und Abnahme nach §18 BetrSichV. notwendig. Das AP 3.6 wurde dementsprechend auf eine reguläre Sicherheitsdokumentation (Arbeitsanweisungen, Gefährdungsbeurteilungen, etc.) nach den Richtlinien der Berufsgenossenschaft reduziert und der personelle Minderaufwand genutzt, um den erhöhten Aufwand in den anderen Arbeitspaketen zu kompensieren (AHT) bzw. weitere Versuchsphasen und Optimierungsschleifen (BtX) für weitere Verbesserungen der Projektergebnisse zu integrieren (siehe AP 1.5).

4.4 Feldversuche zur Prozessoptimierung und Wirtschaftlichkeitsanalyse

4.4.1 Parameterstudie zur Identifikation des maximalen Wirkungsgrades

Die Parameterstudien am Realbetrieb in Kombination der beiden Verfahren wurden aufgrund der in Kapitel 4.3 erläuterten Probleme mit der FHT®-Containeranlage nicht durchgeführt. Anstatt dessen wurden die Einzelanlagen eigenständig im Detail experimentell unter relevanten Bedingungen analysiert und die gewonnenen Daten aufbereitet (siehe Kapitel 4.4.2). Im Anschluss wurden die Daten dann bilanziell zusammengeführt, um ein technisches Gesamtbild der Gesamtanlage zu erhalten und diese aus technischen, ökonomischen und ökologischen Gesichtspunkten zu betrachten. Die Auswertung der Daten wurde dadurch nicht wesentlich beeinträchtigt, einzig Schwankungen und Verunreinigungen als Effekt auf die Abscheideleistung konnten so nicht betrachtet werden.

a) Vergasungs- und Shift-Prozess

Neben den gewonnenen Daten aus diesem Projekt (siehe Kapitel 4.1) wurden für die gesamtheitliche Auswertung der Gesamtanlage zusätzliche Vergasungstechnologien (z.B. kommerzielle Pellet- und Hackschnitzelvergaser) in die nachfolgenden Auswertungen mit aufgenommen. Diese wurden entsprechend mit den erzielbaren Shiftgraden verrechnet.

b) FHT®-Abscheidung

Für die Untersuchung der FHT®-Technologie unter relevanten Bedingungen wurde erneut die in Kapitel 4.2.2 gezeigt Versuchsanlage eingesetzt, welche ein breiteres Betriebsfenster (insb. Einsatz von Vakuumpumpe) ermöglicht.

Neben einer Variation der Prozessparameter wie Druck, Temperatur und Vakuumdruck, wurde in der neuen Versuchsreihe darauf geachtet ein künstliches Synthesegas herzustellen, welches die grundlegenden Eigenschaften des Synthesegas nach der Shift-Stufe und Verdichtung aufweist. Hierfür wurden Mischungen aus folgenden Flaschengasen: N₂, H₂, CO₂, & CO.

Unter den optimierten Betriebsbedingungen (siehe auch Kapitel 4.2.2) wurden Versuche mit den in Tabelle 4.3 aufgeführten Gasgemischen durchgeführt.

Tabelle 4.3: Übersicht über Gasgemische welche für FHT- Versuchsreihe mit Mischgas eingesetzt wurden. Gaszusammensetzung in vol.-%

Gemisch Nr.	H ₂	N ₂	CO ₂	CO
I	29.9	45.1	25	0
II	36.6	63.4	0	0
III	36.6	37.4	26	0
IV	36.6	36	26	1.4

Die hierbei gewonnenen Ergebnisse werden in Kapitel 4.4.2 analysiert, um diese für die gesamtheitliche Prozessbilanzierung verwenden zu können.

c) Gesamtprozess

Aufgrund dieser im Projekt identifizierten technischen Einschränkungen des FHT®-Abscheidecontainers werden in den nachfolgenden Abschnitten der Auswertung unterschiedliche Prozesse bzw. Prozesskombinationen analysiert, um eine Vergleichbarkeit der erzielten Ergebnisse zu ermöglichen. Dabei werden neben dem AutAllo-Vergasungsverfahren auch kommerzielle Pellet- und Hackschnitzelvergaser nach realen Prozessdaten ausgewertet, einer davon aufgrund der erfolgreichen Erprobung als Oxyfuel-Prozess, wodurch kein Stickstoff im Gas anfällt, und die Abscheidung erleichtert wird. Tabelle 4.1 listet die Verfahrenskombinationen.

Tabelle 4.4: Betrachtete Prozesskombinationen in der technischen, ökonomischen und ökologischen Auswertung

Nr.	Brennstoff	Vergaser	Brennstoffleistung	Medium	Abscheidung
1	Holzpellets	AutAllo	125 kW	Luft	FHT-Tunnel
2	Holzpellets	AutAllo	125 kW	Luft	Palladiummembran
3	Holzpellets	Wirbelschicht	610 kW	Luft	Palladiummembran
4	Hackschnitzel	Gleichstrom	530 kW	Luft	Palladiummembran
5	Hackschnitzel	Gleichstrom	530 kW	Sauerstoff	PSA

Wie aus der Tabelle ersichtlich, kann die PSA nach Rücksprache mit entsprechenden Herstellern nur beim stickstofffreien Gas aus der Oxyfuel-Vergasung eingesetzt werden, da Stickstoff und Wasserstoff im Adosorptionspotenzial zu nahe aneinander liegen und eine saubere Trennung beim Verhältnis der beiden Gase in Synthesegasen aus der Luftvergasung technisch nicht bzw. nur sehr schlecht umsetzbar ist. Die Palladiummembrantechnologie wurde durch Simulationen bei einem Anbieter für diese anhand der Gasdaten aus Messungen und eigenen Simulationen in ihrer Abscheideeffizienz bewertet. Für eine hohe Gasreinheit zur Anwendung in Brennstoffzellenfahrzeugen sind hierbei zwei Membranen in Reihe notwendig.

Das Off-Gas der Abscheidetechnologien wird für alle Betrachtungen zur Strom- und Wärmeerzeugung in einem BHKW mit einem angenommenen Wirkungsgrad von 35 % für Strom und 45 % für Wärme eingesetzt. Zusätzlich wird eine Kompression des Mischgases auf 15 bar für die Abscheideeinheit mit einem isentropen Wirkungsgrad von 60 % sowie eine Hochdruck-Kompression des produzierten Wasserstoffes mit 4,5 kWh kg⁻¹ in den Eigenstrom der Anlage einbezogen und von der motorischen Stromerzeugung abgezogen.

4.4.2 Technische Auswertung

a) Vergasungs- und Shift-Prozess

Der Vergasungsprozess des AutAllo-Verfahrens hat mit 65 – 70 % aufgrund des Koks-Austrags einen niedrigeren Kaltgaswirkungsgrad als marktverfügbare Vergasungsprozesse, die bis zu 80 % erreichen können. Technisch hat der Prozess die im Projekt gesetzten Ziele erreicht und eine CO-Konversion auf unter 3 % Rest-CO zur Eignung für eine Gastrennung

wurde erreicht. Die Anwendbarkeit der Shift-Reaktortechnologie wurde zusätzlich auch während der Projektlaufzeit an kommerziellen Vergasern erprobt und führte dort ebenfalls zum Erfolg. Eine hohe Ausbeute von über 40 % Wirkungsgrad von Brennstoff zu Wasserstoff (im Mischgas) beim AutAllo-Prozess und über 50 % bei Vergasern ohne Koksaustrag und damit einhergehender THG-Senke wurde erreicht. Der Dampfeinsatz wurde durch die Vermeidung einer Gaskühlung unter den Taupunkt minimiert und eine externe Energiezufuhr ist dank des internen Wärmemanagements zur Nutzung der Exothermie nicht notwendig.

b) FHT®-Abscheidung

In weiteren Versuchen auf Basis der Versuche, welche unter Kapitel 4.2.2. beschrieben sind, wurden unter optimierten Bedingungen Abscheideeffizienzen bis zu 28% ermittelt [32]. Weiterführend sollte nun ermittelt werden inwiefern die Abscheideeffizienz beeinträchtigt wird, sofern das Synthesegas CO oder CO₂ enthält.

Wie in Abbildung 4.29 zu sehen, konnte für Gasgemische I und III (CO₂-Gehalt von 25 bzw. 26 vol.-%) verringerte Abscheideleistungen im Vergleich zu Gasgemisch II (CO₂-Gehalt 0 vol.-%) ermittelt werden. Dies gilt sowohl für ein Vakuum von 100 mbar als auch für ein Vakuum mit 500 mbar. Demnach kann geschlossen werden, dass die Anwesenheit von CO₂ im Synthesegas die erzielten Abscheideeffizienzen verringert. Allerdings fällt die beobachtete Reduktion der spezifischen Abscheideleistung relativ gering aus.

Beim Vergleich der Abscheideeffizienzen für Gasgemisch III und IV konnten keine signifikanten Unterschiede festgestellt werden (<1 % relative Änderung der Abscheideeffizienz). Die Hypothese ist hier, dass die sehr geringen Mengen an CO, welche im geschifteten Synthesegas enthalten sind (siehe auch Tabelle 4.3) keinen signifikanten Einfluss auf die Prozesse im FHT®-Modul haben.

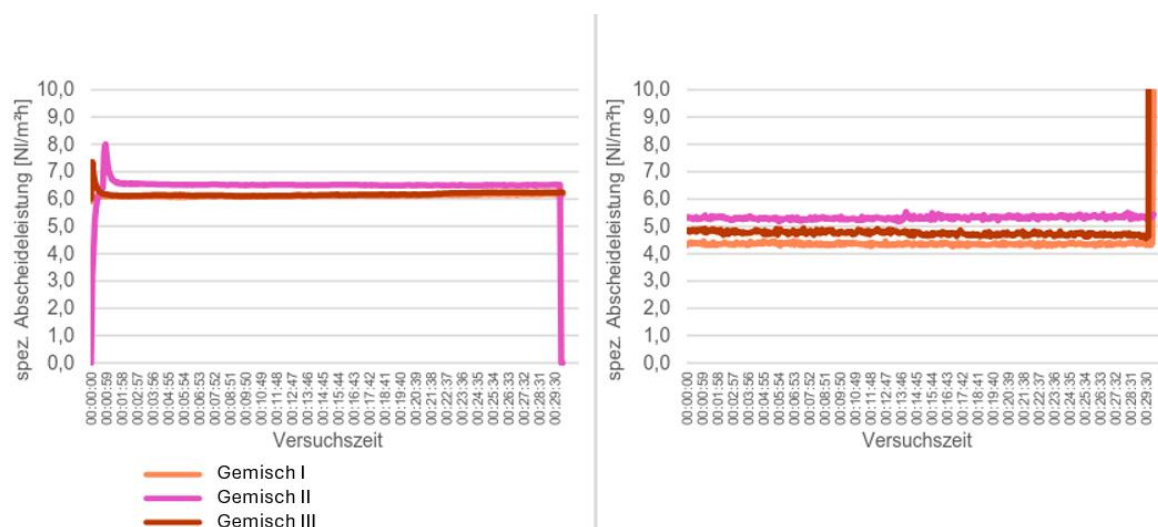


Abbildung 4.29: Spezifische Abscheideleistung für FHT-Module bei Betrieb mit verschiedenen Gasgemischen. Links: Vakuumdruck 100 mbar auf der H₂-Seite, Rechts: Vakuumdruck 500 mbar auf der H₂-Seite

Zusammenfassend konnte demnach gezeigt werden, dass die Abscheideeffizienz der FHT®-Technologie durch Beimischung von CO₂ und CO weitestgehend konstant bleibt, wobei leichte Verringerungen der Abscheideeffizienz insb. für CO₂ erkennbar waren. Die gemessenen Abweichungen sind hier allerdings relativ gering. Daher kann davon ausgegangen werden, dass die Leistung der FHT®-Module unter realen Bedingungen (d.h. mit "echtem" Synthesegas) eine ähnliche, leicht verringerte, Abscheideeffizienz realisiert werden kann, wie für eine H₂/N₂ Mischung mit einer äquivalenten Wasserstoffkonzentration.

Neben Prozessparametern wie Bestromung und den Druckverhältnissen im FHT®-Modul, hat sich gezeigt, dass der Durchsatz an Synthesegas durch die Module eine entscheidende Auswirkung auf die Abscheideeffizienz hat. Hier ist zu beobachten, dass mit sinkendem Synthesegasdurchsatz (bzw. sinkendem Partialdruck an Wasserstoff im Synthesegas) die Abscheideeffizienz der Module steigt, was für eine Limitierung der Abscheideleistung durch die verfügbare aktive Oberfläche der Module spricht. Gleichzeitig sinkt allerdings die effektiv abgeschiedene Wasserstoffmenge, sofern der Durchsatz stark verringert wird, weshalb hier ein Optimum für den Synthesegasdurchsatz definiert werden muss, bei dem die Abscheideleistung noch ausreichend hoch ist (=Minimierung der Wasserstoffverluste) und gleichzeitig die absolute Menge an abgeschiedenem Wasserstoff hoch ausfällt (=Maximierung der Ausbeute), um ein aus techno-ökonomischer Sicht optimierten Anwendungsfall zu erreichen. Zusätzlich muss berücksichtigt werden, dass mit sinkender Syntheseaufgabe pro Modul die Anzahl der erforderlichen FHT®-Module steigt und gleichzeitig der notwendige Gesamtstrombedarf ansteigt. Tabelle 4.5 zeigt eine Auflistung der erzielbaren Abscheideeffizienz je nach aufgegebenem Synthesegasvolumenstrom je Modul.

Tabelle 4.5: Variation Abscheideeffizienz und Modulanzahl mit variierendem Synthesegasvolumenstrom je Modul

Synthesegasvolumenstrom pro Modul [Nm ³ /h]	Abscheideeffizienz [%]	Notwendige Anzahl Module [-]	Ei. Energieverbrauch [kW]
0.3	11.20	200	72
0.4	8.40	150	54
0.8	4.20	75	27
1.2	2.80	50	18
1.6	2.10	38	13.7
2.0	1.68	30	10.8
2.4	1.40	25	9

Auf Basis davon wurde für den Gesamtvolumenstrom von 60 Nm³/h, welcher im Projekt betrachtet wird, wurde für die techno-ökonomische Gesamtauswertung eine Modulanzahl von 50 für den FHT®-Abscheider definiert (mehr Details siehe folgender Abschnitt c). Hier wird im Abscheider wie in Tabelle 4.5 dargelegt eine durchschnittliche Abscheideeffizienz von 2.8% erzielt. Der primäre Hintergrund hierfür ist, dass bei dieser Modulanzahl der durch die Gesamtanlage erzeugte Strom komplett für die FHT®-Abscheidung verwendet werden kann. Bei einer

Variante 1 – AutAllo-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel und Ferro-Hy-Tunnel zur Wasserstoffabscheidung

Der im Projekt primär betrachtete Gesamtprozess, in Tabelle 4,1 als Nr. 1 gelistet wurde mit dem durch die FHT-Technologie in Versuchsreihen erreichten Abscheidewirkungsgrad bilanziert. Dabei wurde eine mögliche Installation auf zwei 20-Fuß-Containermodule beschränkt, in die ca. 50 Module identisch den Testmodulen des Projektes für eine möglichst hohe Ausbeute installiert werden können. Bei Nutzung des vollen Volumenstroms des AutAllo-Vergasers von 60 Nm³/h Shiftgas erreicht dieser Aufbau anhand der aus den Versuchsdaten erzeugten Modellen nur eine Abscheideeffizienz von 2,8 % des im Gas verfügbaren Wasserstoffs. Die ergibt sich dann wie in nachfolgender Tabelle dargestellt.

Tabelle 4.6: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 1 - AutAllo-Prozess mit FHT-Tunnel

Absch.-Effizienz:	0,028	Roh		Mit Dampf		Shift		Trocknung		Retentat		Wasserstoff	
AutAllo & FHT	Normdichte	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h
H2	0,0892	17,1%	0,9	14,3%	0,9	25,3%	1,6	29,2%	1,6	33,3%	1,6	100,0%	0,05
CO	1,2488	15,3%	11,5	12,8%	11,5	1,7%	1,5	2,0%	1,5	2,3%	1,5	0,0%	0,0
CO2	1,9624	13,3%	15,7	11,1%	15,7	22,2%	31,3	25,6%	31,3	30,0%	31,3	0,0%	0,0
H2O	0,8028	10,0%	4,8	25,0%	14,5	14,0%	8,1	0,5%	0,2	0,6%	0,2	0,0%	0,0
CH4	0,7136	3,2%	1,3	2,6%	1,3	2,6%	1,3	3,0%	1,3	3,6%	1,3	0,0%	0,0
N2	1,2488	41,1%	30,8	34,3%	30,8	34,3%	30,8	39,6%	30,8	46,4%	30,8	0,0%	0,0
Vdot tr. / Nm ³ /h			54		54		62		62		61		1
Vdot f. / Nm ³ /h			60		72		72		62		62		1
mdot / kg/h			65		75		75		67		67		0,0
Heizwert trocken / kWh/Nm ³			1,52		1,52		1,26		1,26		1,44		3,00
Gasleistung / kW			82		82		78		78		89		2
Temperatur / °C			60		150		300		25		25		25

Nachfolgende Diagramme zeigen die erwartungsgemäße Zusammensetzung der Gase, den Prozessvolumenstrom und die erreichbaren Wirkungsgrade von Brennstoff über Holzgas zu den einzelnen Stoff- / Energieströmen im Gesamtprozess.

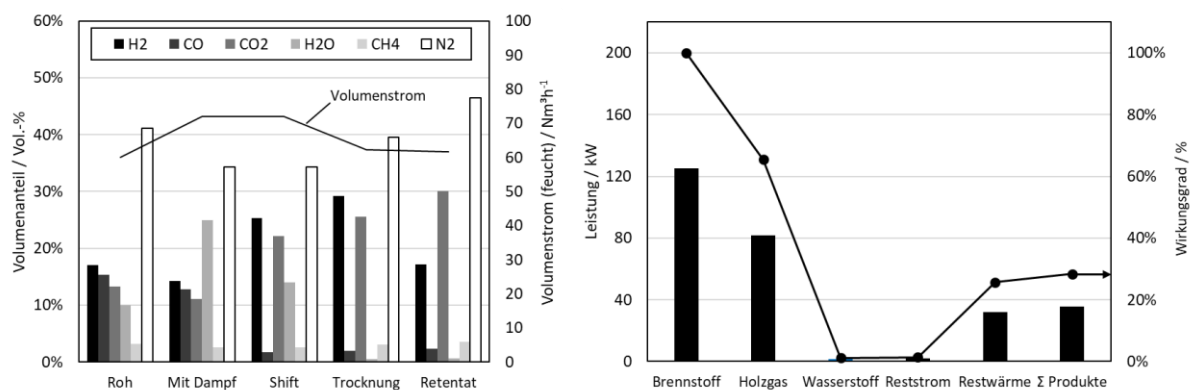


Abbildung 4.31: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 1 - AutAllo-Prozess mit FHT-Tunnel

Wie aus den errechneten Daten ersichtlich wird, ist der gekoppelte Prozess mit dem Ziel der Wasserstoffproduktion aufgrund der Kleinstmengen abgeschiedenem Wasserstoff (ca. 1 % der eingesetzten Energie) nicht umsetzbar. Es entsteht nahezu überschüssige Wärme als nutzbares Produkt. Der errechnete Systemwirkungsgrad liegt bei maximal 28 %, da die FHT-Einheit selbst den aus dem Off-Gas erzeugten Strom verbraucht.

Variante 2 – AutAllo-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel und Palladiummembran zur Wasserstoffabscheidung

Für das Gas aus dem AutAllo-Holzvergasungsverfahren mit Kohlenstoffaustrag wurde die erreichbare Abscheideeffizienz (Menge an Wasserstoff, die von der Eingangsmenge abgeschieden werden kann) unter Einhaltung der DIN EN 17124 durch den Hersteller der Membrantechnologie mit ca. 50 % bewertet. Dies liegt am niedrigen Wasserstoffgehalt des Synthesegases durch den Austrag des Restkohlenstoffes und der Luftvergasung mit Stickstoffeintrag. Nachfolgende Tabelle zeigt die Ergebnisse der einzelnen Prozessschritte bis zum Wasserstoff:

Tabelle 4.7: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 2 - AutAllo-Prozess mit Palladiummembran

Membran: 0,5		Roh		Mit Dampf		Shift		Trocknung		Retentat		Wasserstoff	
AutAllo & Membran	Normdichte	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h
H2	0,0892	17,1%	0,9	14,3%	0,9	25,3%	1,6	29,2%	1,6	17,1%	0,8	100,0%	0,8
CO	1,2488	15,3%	11,5	12,8%	11,5	1,7%	1,5	2,0%	1,5	2,3%	1,5	0,0%	0,0
CO2	1,9624	13,3%	15,7	11,1%	15,7	22,2%	31,3	25,6%	31,3	30,0%	31,3	0,0%	0,0
H2O	0,8028	10,0%	4,8	25,0%	14,5	14,0%	8,1	0,5%	0,2	0,6%	0,2	0,0%	0,0
CH4	0,7136	3,2%	1,3	2,6%	1,3	2,6%	1,3	3,0%	1,3	3,6%	1,3	0,0%	0,0
N2	1,2488	41,1%	30,8	34,3%	30,8	34,3%	30,8	39,6%	30,8	46,4%	30,8	0,0%	0,0
Vdot tr. / Nm ³ /h		54		54		62		62		53		9	
Vdot f. / Nm ³ /h		60		72		72		62		53		9	
mdot / kg/h		65		75		75		67		66		0,8	
Heizwert trocken / kWh/Nm ³		1,52		1,52		1,26		1,26		0,96		3,00	
Gasleistung / kW		82		82		78		78		50		27	
Temp / °C		60		150		300		25		25		25	

Nachfolgende Diagramme zeigen auch hier wieder die Zusammensetzung der Gase, den Prozessvolumenstrom und die erreichbaren Wirkungsgrade von Brennstoff über Holzgas zu den einzelnen Stoff- / Energieströmen im Gesamtprozess.

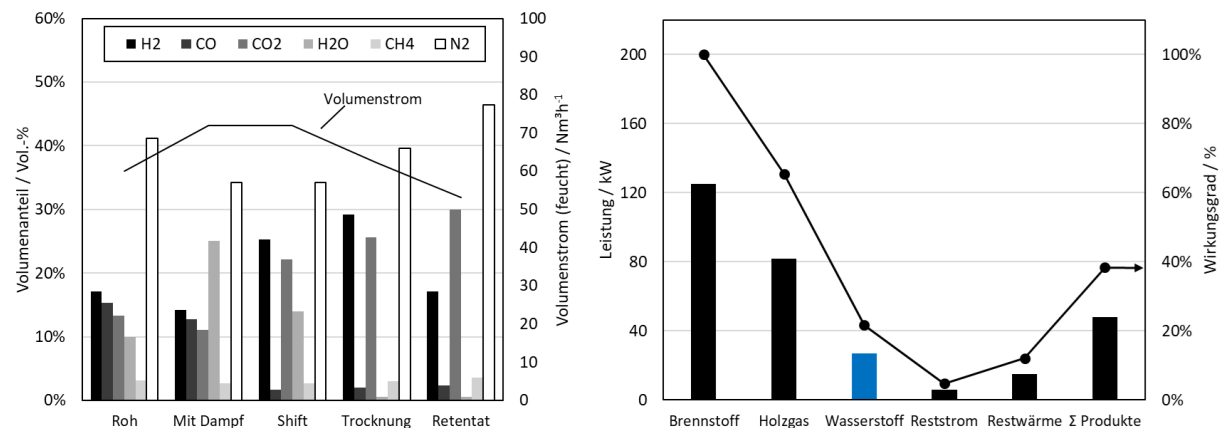


Abbildung 4.32: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 2 - AutAllo-Prozess mit Palladiummembran

Es wird auch hier deutlich, dass aufgrund des geringen erreichbaren Wirkungsgrades eine Wasserstoffproduktion nicht technisch sinnvoll umsetzbar ist, da die Effizienz von Brennstoff zu Wasserstoff nur knapp über 20 % erreicht. Durch die Effizienz der Palladiummembran läge der Kaltgaswirkungsgrad jedoch deutlich über dem des Ferro-Hy-Tunnels. Anhand der ca. 5 % Reststrom wird erkennbar, dass die Anlage aus dem Off-Gas der Abscheidung mehr elektrische Energie erzeugen kann, als sie für die Wasserstoffherstellung und -Kompression benötigt.

Variante 3 – Kommerzieller Pellet-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel und Palladiummembran zur Wasserstoffabscheidung

Da die Größenordnung des AutAllo-Prozesses mit nur 125 kW ohne FHT-Tunnel als skalierbare Abscheidung nicht mit kommerziell verfügbaren Membrantechnologien sinnvoll vereinbar ist, wurde ein auf dem Markt verfügbarer Pellet-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel in Betracht gezogen. Dieser bietet Vorteile in der wirtschaftlichen Auswertung (siehe Abschnitt 4.4.3), aber auch in der Abscheideeffizienz durch einen höheren H₂-Gehalt. Dieser höhere Wert wird erreicht, weil kein Kohlenstoffaustrag stattfindet und der Prozess somit mehr Brenngas pro Eingangsmenge Brennstoff erzeugt. Nachfolgende Tabelle zeigt auch hier die Ergebnisse der Auslegung der einzelnen Prozessschritte bis zum Wasserstoff:

Tabelle 4.8: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 3 – Pelletvergaser mit Palladiummembran

Membran: 0,58		Roh		Mit Dampf		Shift		Trocknung		Retentat		Wasserstoff	
Pelletverg. & Membran	Normdichte	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h
H ₂	0,0892	18,5%	5,4	14,0%	0,9	28,7%	11,0	33,7%	11,0	17,7%	4,6	100,0%	6,4
CO	1,2488	22,0%	89,2	16,6%	15,0	1,9%	10,2	2,2%	10,2	2,8%	10,2	0,0%	0,0
CO ₂	1,9624	9,0%	57,3	6,8%	9,6	21,6%	181,4	25,3%	181,3	31,6%	181,3	0,0%	0,0
H ₂ O	0,8028	7,5%	19,5	30,0%	103,3	15,3%	52,5	0,5%	1,5	0,6%	1,5	0,0%	0,0
CH ₄	0,7136	2,0%	4,6	1,5%	0,8	1,5%	4,6	1,8%	4,6	2,2%	4,6	0,0%	0,0
N ₂	1,2488	40,5%	164,1	30,6%	27,6	30,6%	164,1	36,0%	164,0	45,0%	164,0	0,0%	0,0
Vdot tr. / Nm ³ /h		300		300		363		363		290		71	
Vdot f. / Nm ³ /h		325		429		429		365		292		71	
mdot / kg/h		340		157		424		372		366		6,4	
Heizwert / kWh/Nm ³		1,65		1,65		1,27		1,27		0,86		3,00	
Gasleistung / kW		495		495		463		463		249		214	
Temp / °C		60		150		300		25		25		25	

Da die Palladiummembran aufgrund des höheren Wasserstoffgehaltes im Gas hier eine Abscheideeffizienz von knapp unter 60 % erreicht und der Kaltgaswirkungsgrad des Holzgases bereits mit knapp 80 % deutlich über dem des AutAllo-Prozesses mit Koksaustrag liegt, ist die Gesamteffizienz zum Produkt Wasserstoff deutlich gesteigert.

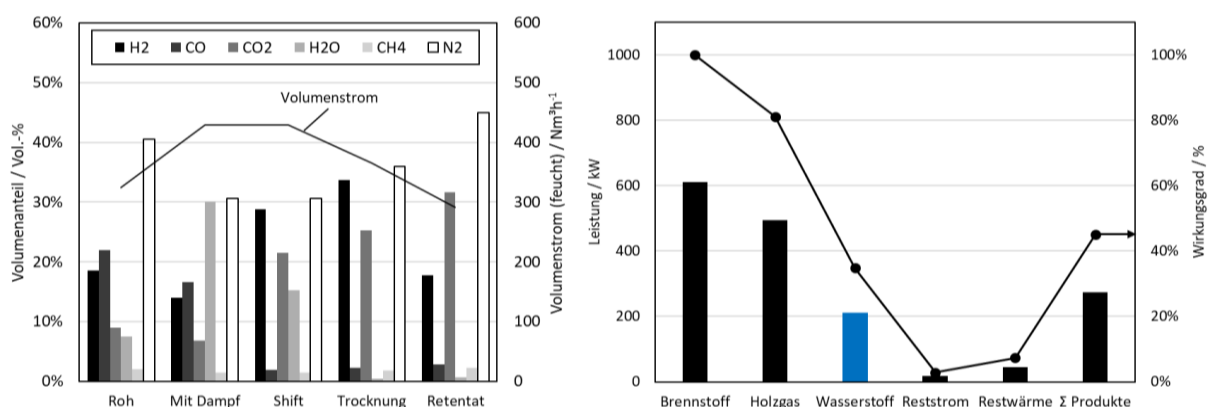


Abbildung 4.33: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 3 – Pelletvergaser mit Palladiummembran

Der erreichbare Kaltgaswirkungsgrad von Brennstoff zu Wasserstoff läge in dieser Variante bei rund 35 %, was bei Nutzung der restlichen Energie- und Stoffströme bereits einen technisch und wirtschaftlich interessanten Bereich darstellen kann. Der Reststrom wird fast vollständig für den Eigenstrombedarf verbraucht. Da die Projektziele einen Wirkungsgrad höher 40 % anstreben, werden weitere Varianten betrachtet.

Variante 4 – Kommerzieller Hackschnitzel-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel und Palladiummembran zur Wasserstoffabscheidung

Da Restholz häufig günstiger in Form von Hackschnitzeln bezogen werden kann und in den letzten Jahren mehr Fokus auf der Weiterentwicklung von Vergasungstechnologien für diesen Brennstoff gelegt wurde (siehe Variante 5 – Sauerstoffvergasung), wird die Variante der Hackschnitzelnutzung näher betrachtet. Vorliegende Messdaten einer kommerziellen Anlage zeigen hier auch einen höheren CO-Gehalt im Rohgas als bei der Pelletvergasung und somit einen höheren erreichbaren Wasserstoffgehalt nach der Wassergas-Shift-Reaktion. Dies wiederum resultiert in einer besseren Abscheideeffizienz der Palladiummembran. Nachfolgende Tabelle zeigt wieder die Daten der Prozessauslegung über die einzelnen Schritte.

Tabelle 4.9: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 4 – Hackschnitzelvergaser mit Palladiummembran

Membran: 0,6		Roh		Mit Dampf		Shift		Trocknung		Retentat		Wasserstoff	
Hackschn. & Membran	Normdichte	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h	% feucht	kg/h
H ₂	0,0892	18,5%	4,6	14,0%	0,9	30,1%	9,9	34,8%	9,9	17,7%	4,0	100,0%	6,0
CO	1,2488	24,1%	84,3	18,2%	16,4	2,1%	9,7	2,4%	9,7	3,1%	9,7	0,0%	0,0
CO ₂	1,9624	8,3%	45,6	6,3%	8,9	22,4%	162,8	25,9%	162,6	32,9%	162,6	0,0%	0,0
H ₂ O	0,8028	7,4%	16,6	30,0%	89,2	13,9%	41,3	0,5%	1,3	0,6%	1,3	0,0%	0,0
CH ₄	0,7136	1,4%	2,8	1,1%	0,5	1,1%	2,8	1,2%	2,8	1,6%	2,8	0,0%	0,0
N ₂	1,2488	39,8%	139,2	30,1%	27,1	30,1%	139,2	34,7%	139,1	44,2%	139,1	0,0%	0,0
Vdot tr. / Nm ³ /h		259		259		319		319		250		67	
Vdot f. / Nm ³ /h		280		370		370		321		252		67	
mdot / kg/h		293		143		366		325		319		6,0	
Heizwert trocken / kWh/Nm ³		1,66		1,66		1,26		1,26		0,80		3,00	
Gasleistung / kW		431		431		401		401		200		201	
Temp / °C		60		150		300		25		25		25	

Durch die bessere Abscheideeffizienz kann der Kaltgaswirkungsgrad nochmal leicht gegenüber der Pelletvergasung verbessert werden, wie nachfolgende Grafiken zeigen:

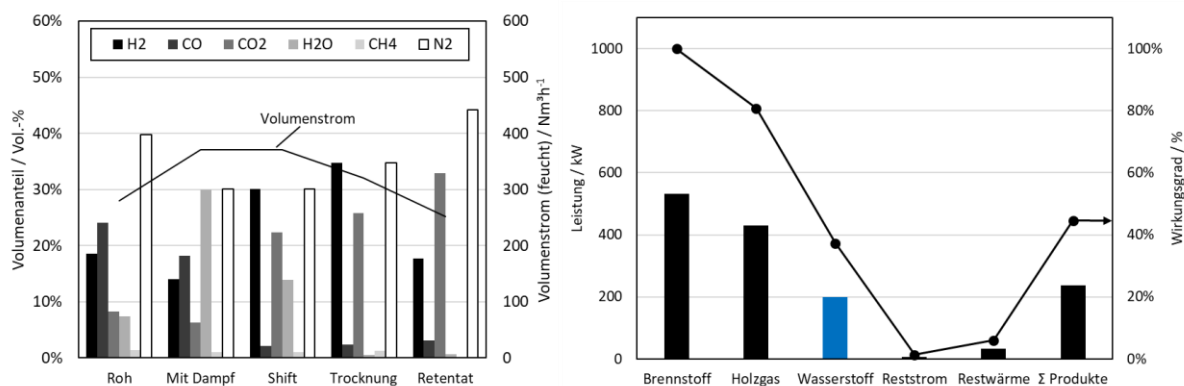


Abbildung 4.34: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 4 - Hackschnitzelvergaser mit Palladiummembran

Die Auslegung bzw. Modellrechnung lässt hier einen Kaltgaswirkungsgrad von ca. 37 % erwarten, wobei der durch Verbrennung des Off-Gases erzeugbare Reststrom immer noch knapp zur Deckung des Strombedarfs von Anlage und Kompressoren ausreicht. Auch die Menge an Wasserstoff, die pro Vergasereinheit erzeugt werden kann, ist mit ca. 140 kg pro Tag hier bereits in einem Bereich, in dem eine Hoftankstelle zur Versorgung der betriebseigenen Flotte realistisch wird (4 – 5 LKWs).

Variante 5 – Kommerzieller Hackschnitzel-Vergasungsprozess mit Sauerstoff als Vergasungsmittel und Druckwechseladsorption zur Wasserstoffabscheidung

Da derzeit in der Branche erfolgreich erste Versuche laufen, kommerzielle Hackschnitzelvergaser mit reinem Sauerstoff zu betreiben und dies die Nutzung herkömmlicher Druckwechseladsorptionseinheiten als Gastrennung ermöglicht, wird abschließend die Variante der Sauerstoffvergasung zur Elimination von Stickstoff im Gas betrachtet. Die Luftzerlegung wird dabei energetisch und wirtschaftlich mit einbezogen, hierfür werden kleine marktverfügbare Luftzerlegungsanlagen (ebenfalls mittels PSA) betrachtet.

Tabelle 4.10: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 5 – Hackschnitzelvergaser mit Sauerstoff als Vergasungsmittel und Druckwechseladsorption

PSA 0,8 HS mit O2 und PSA	Roh		Mit Dampf		Shift		Trocknung		Retentat		Wasserstoff	
	Normdichte	% feucht kg/h	% feucht kg/h	% feucht kg/h	% feucht kg/h	% feucht kg/h	% feucht kg/h	% feucht kg/h	% feucht kg/h	% feucht kg/h	% feucht kg/h	
H2	0,0892	38,9% 5,9	25,2% 1,6	43,8% 10,2	55,4% 10,2	19,9% 2,0	100,0% 8,2					
CO	1,2488	32,4% 68,7	21,0% 18,9	2,4% 7,9	3,0% 7,8	5,5% 7,8	0,0% 0,0					
CO2	1,9624	18,5% 61,7	12,0% 17,0	30,6% 157,4	38,7% 157,2	69,6% 157,2	0,0% 0,0					
H2O	0,8028	7,5% 10,2	40,0% 84,2	21,4% 45,0	0,5% 0,8	0,9% 0,8	0,0% 0,0					
CH4	0,7136	2,8% 3,4	1,8% 0,9	1,8% 3,4	2,3% 3,4	4,1% 3,4	0,0% 0,0					
N2	1,2488	0,0% 0,0	0,0% 0,0	0,0% 0,0	0,0% 0,0	0,0% 0,0	0,0% 0,0					
Vdot tr. / Nm ³ /h		157	157	206	206	114	92					
Vdot f. / Nm ³ /h		170	262	262	207	115	92					
mdot / kg/h		150	123	224	179	171	8,2					
Heizwert trocken / kWh/Nm ³		2,79	2,79	2,01	2,00	1,21	3,00					
Gasleistung / kW		438	438	414	413	138	275					
Temp / °C		60	150	300	25	25	25					

Durch die sehr hohe erreichbare Effizienz der Gastrennung durch eine herkömmliche PSA steigt die Wasserstoffausbeute in den Modelldaten erheblich. Der Strombedarf steigt durch den Sauerstoffgenerator als zusätzlichen Verbraucher an, wie in nachfolgender Darstellung an der negativen Reststrommenge erkennbar ist:

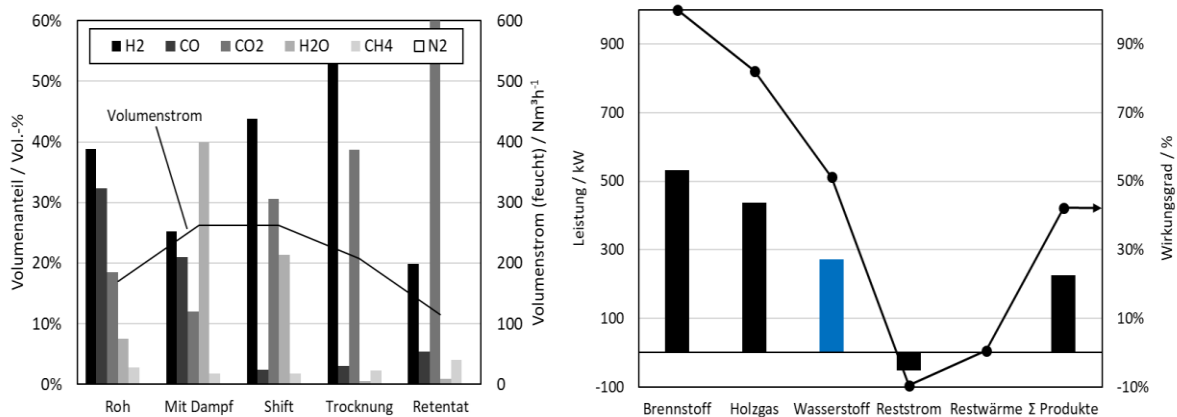


Abbildung 4.35: Ergebnisse der Prozessauslegung für Variante 5 – Hackschnitzelvergaser mit Sauerstoff als Vergasungsmittel und Druckwechseladsorption

Für das Zielprodukt Wasserstoff ergibt sich ein möglicher Kaltgaswirkungsgrad von Brennstoff zum komprimierten Wasserstoff von 50 %. Bezieht man den zusätzlichen Strombedarf als Netzbezug ein, beträgt der Gesamtwirkungsgrad rechnerisch 46 %. Geht man von einer Erzeugung des Stromes aus weiterem Holzgas aus, beträgt der Gesamtwirkungsgrad 40 %.

Die derzeit in der Umsetzung befindlichen Option der Sauerstoffvergasung (siehe BMW-Projekt WasteWood2Fuel, FKZ 03EI5483 A-E) schafft daher potenzielle Abhilfe für die im Projekt nicht erreichten Ziele des vollständigen Prozesses bis zur Abscheidung von reinem Wasserstoff, da die Herausforderung des hohen Stickstoff- und dadurch niedrigen Wasserstoffgehaltes gelöst wird und herkömmliche Verfahren anwendbar sind. Dieser Ansatz wird daher von Projektpartner BtX weiterverfolgt.

4.4.3 Ökologische Auswertung

Die Auswertung der THG-Bilanz erfolgt anhand von Standardwerten der Richtlinie (EU) 2018/2001 (Anhang IV C) für den Einsatz von Restholz [10]. Hierbei wird grundsätzlich unterschieden in verschiedene Fälle bzw. Herkunfts- und Produktionswege, von denen folgende aus den Tabellenwerten entnommen und verwendet wurden:

1. Für die betrachteten Prozesse mit pelletiertem Industrierestholz:

- a) bezieht sich auf Verfahren, in denen ein Erdgaskessel genutzt wird, um der Pelletpresse Prozesswärme zu liefern. Die Elektrizität für die Pelletpresse stammt aus dem Stromnetz (Fall 1 in der Richtlinie).
- b) bezieht sich auf Verfahren, in denen ein mit vorgetrockneten Schnitzeln betriebener Holz-schnitzelkessel genutzt wird, um Prozesswärme zu liefern. Die Elektrizität für die Pelletpresse stammt aus dem Stromnetz (Fall 2a in der Richtlinie).
- c) bezieht sich auf Verfahren, in denen ein mit vorgetrockneten Holz-schnitzeln betriebener KWK-Kessel genutzt wird, um der Pelletpresse Elektrizität und Wärme zu liefern (Fall 3a in der Richtlinie).

2. Für die betrachteten Prozesse mit Hackschnitzeln als Brennstoff:

- a) Holz-schnitzel aus forstwirtschaftlichen Reststoffen (< 500 km Radius)
- b) Holz-schnitzel aus Industriereststoffen (< 500 km Radius)

Nachfolgende Tabelle listet die entnommenen spezifischen Emissionswerte für die unterschiedlichen Varianten:

Tabelle 4.11: Emissionswerte nach EU-Richtlinie 2018/2001 für die betrachteten Prozessvarianten

	$e_{ec} / \text{g MJ}^{-1}$	$e_p / \text{g MJ}^{-1}$	$e_{td} / \text{g MJ}^{-1}$	$e_u / \text{g MJ}^{-1}$	$E / \text{g MJ}^{-1}$
1a)	0,0	17,2	3,3	0,5	21,0
1b)	0,0	7,2	3,3	0,5	11,0
1c)	0,0	0,3	3,4	0,5	4,2
2a)	0,0	1,9	3,6	0,5	6,0
2b)	0,0	0,4	3,6	0,5	4,5

Dabei entsprechen die der Richtlinie entnommenen Größen je:

e_{ec} = Emissionen bei der Gewinnung oder beim Anbau der Rohstoffe

e_p = Emissionen bei der Verarbeitung

e_{td} = Emissionen bei Transport und Vertrieb

e_{ec} = Emissionen bei bei der Nutzung

E = Gesamtesmissionen

Die in Abschnitt 4.4.2 errechneten Brennstoff- und Energieeinsätze wurden dann mit den Werten verrechnet, um die Emissionen der Prozessvarianten zu bestimmen. Da von einer Vollständigen Nutzung des Tailgases aus der Gastrennung in einem BHKW ausgegangen wird, wurde die Position e_u zu den Emissionen bei Nutzung (in den Standardwerten als Brennstoff im Kessel) vereinfachend übernommen. Bei der Bilanzierung einer real umgesetzten Anlage würden zur Zertifizierung die Emissionswerte des BHKW gemessen und in die Bilanz eingepflegt werden, um genauere Ergebnisse zu erzielen. Nachfolgende Tabelle listet die Ergebnisse der THG-Bilanzierung für die einzelnen Prozesse mit den unterschiedlichen Standardwerten aus Tabelle 4.12. Die Werte werden je einmal dargestellt als absolute Minderung in Gramm CO_2 pro MJ Wasserstoff und einmal in Prozent gegenüber dem fossilen Dieseläquivalent. Bei Variante 5 wird zusätzlich eine Stromerzeugung aus weiterem Brennstoff über einen Holzgasmotor einberechnet, Netzstrom mit ca. 100 g MJ^{-1} würde die THG-Bilanz hier erheblich verschlechtern.

Tabelle 4.12: Emissionswerte der Gesamtprozesse auf Basis der Richtlinie (EU) 2018/2001

Variante:	1		2		3		4		5	
Einheit:	g MJ^{-1}	%	g MJ^{-1}	%	g MJ^{-1}	%	g MJ^{-1}	%	g MJ^{-1}	%
1a)	-205,47	318,6%	42,08	55,2%	61,22	34,9%				
1b)	-251,67	367,7%	-5,31	105,6%	32,07	65,9%				
1c)	-283,09	401,2%	-37,53	139,9%	12,24	87,0%				
2a)							16,31	82,7%	16,56	82,4%
2b)							12,23	87,0%	12,48	86,7%

In gängigen Zertifizierungssystemen wird Wasserstoff nur dann als „Green Hydrogen“ zertifiziert, wenn die Emissionsbilanz eine Minderung von mehr als 70 % gegenüber Diesel vorweist. Die Berechnung wird hier auf die reine Bilanz pro Energieäquivalent in MJ bezogen, Effizienzunterschiede werden vernachlässigt. Es sind daher alle Kombinationen mit mehr als 70 % grün und alle mit weniger als 70 % Minderung rot markiert. Die in orange markierte Variante 1 kann nicht sinnvoll ausgewertet werden, weil aufgrund der sehr kleinen Wasserstoffausbeute die negative THG-Bilanz durch den Kohlenstoffaustrag des AutoAllo-Vergasers rechnerisch sehr hohe Minderungen ergibt.

Tabelle 4.13 fasst alle Varianten, deren Produktionskapazität an Wasserstoff und die entsprechende THG-Bilanz pro Anlage und Jahr zusammen, hierbei wird jeweils die THG-ärmste Version der Brennstoffe eingesetzt (1c für Holzpellets und 2b für Hackschnitzel):

Tabelle 4.13: Zusammenfassende Energieströme, Wasserstoff- und THG-Minderungspotenziale

	Brennstoffleistung	Reststrom	Restwärme	H_2 -Produktion	THG-Minderung
1	125 kW	2 kW	32 kW	$0,36 \text{ to a}^{-1}$	$30 \text{ to}_{\text{CO}_2\text{äq}} \text{ a}^{-1}$
2	125 kW	6 kW	15 kW	$6,5 \text{ to a}^{-1}$	$102 \text{ to}_{\text{CO}_2\text{äq}} \text{ a}^{-1}$
3	610 kW	18 kW	45 kW	50 to a^{-1}	$805 \text{ to}_{\text{CO}_2\text{äq}} \text{ a}^{-1}$
4	530 kW	7 kW	32 kW	48 to a^{-1}	$752 \text{ to}_{\text{CO}_2\text{äq}} \text{ a}^{-1}$
5	530 kW	-51 kW	3 kW	65 to a^{-1}	$1032 \text{ to}_{\text{CO}_2\text{äq}} \text{ a}^{-1}$

4.4.4 Ökonomische Auswertung

Für die Wirtschaftlichkeitsanalyse werden realistische Werte des Wasserstoff-Absatzes für den Verkehrssektor bzw. eine ungefähre Parität zum Dieseläquivalent angesetzt. Da die Kompression auf 350 bar bereits in den Auslegungen einbezogen ist, wird das Modell der Hoftankstelle für die betriebseigene LKW-Flotte als Szenario gewählt.

Ein marktverfügbarer Wasserstoff-Lastkraftwagen ist mit dem Hyundai Xcient als Referenz gegeben. Das Fahrzeug wird aus der Praxiserfahrung mit ca. 8 kg Wasserstoff auf 100 km Reichweite angegeben [33]. Durch seine Nutzlast von rund 25 Tonnen kann der Verbrauch dem eines üblichen 40 Tonnen Sattelzuges mit rund 28 Litern gegenübergestellt werden [34]. Der zum Zeitpunkt der Auswertungen (2025) aktuelle Dieselpreis von durchschnittlich 1,60 € brutto, also 1,35 € netto pro Liter, ergibt somit Treibstoffkosten von rund 37,8 €, was beim Vergleich der Verbrauchswerte einem Wasserstoffpreis von 4,72 € pro kg entspräche [35]. Ein Euro 6 Dieselfahrzeug mit drei Achsen und über 18 Tonnen Gewicht hätte gegenüber dem mautbefreiten Brennstoffzellenfahrzeug eine zusätzliche Belastung von 34,8 € Mautgebühren pro 100 km Fahrstrecke, was die Zahlungsbereitschaft auf ca. 9 € anhebt [36].

Für die Vertankung werden außerdem THG-Quotenerlöse erhoben, die zusätzliche Erlöse generieren. Diese sind an die THG-Bilanz des Prozesses gebunden und werden anhand der Minderungswerte in Tabelle 4.12 als reale THG-Minderung gegenüber Diesel verrechnet. Die Regelung der THG-Quote ist befindet sich zum Zeitpunkt der Analysen in der Novellierung, daher muss er Börsenpreis und die Mehrfachanrechnung geschätzt werden. Es wird daher ein einfacher Preis von 200 € pro Tonne CO₂ Äquivalent und eine Doppelanrechnung für biogenen Wasserstoff angesetzt.

Für die gleichwertige Bewertung aller Varianten wird eine Finanzierung auf 15 Jahre mit einem Zins von 5 % angesetzt. Zur Vereinfachung wird eine Zinsbindung auf die Gesamtlaufzeit sowie eine konstante Annuität ohne Anfangs- und Sondertilgungen unterstellt. Es wird keine Investitionsförderung für die Anlagentechnologie unterstellt.

Es wird jeweils eine zusammengefasste Kostenaufstellung der geschätzten CAPEX und OPEX mit angegeben. Für alle Varianten werden folgende Kosten und Erlöse gleichermaßen angesetzt:

Tabelle 4.14: Grundlegende Annahmen für die Wirtschaftlichkeitsanalysen der Varianten

Variable	Wert
Pelletkosten	0,05 € kWh ⁻¹
Hackschnitzelkosten	0,04 € kWh ⁻¹
Wasserkosten	2,00 € m ⁻¹
Stromersparnis / Strombezugskosten	0,12 € kWh ⁻¹
Wärmeerlös	0,03 € kWh ⁻¹
Wartungskosten Vergaser	5 % CAPEX
Wartungskosten BHKW	0,02 € kWh ⁻¹
Wartungskosten Wasserstoffkompressor	2 % CAPEX
Personalkosten AG-Brutto (1 Fachkraft, 50 % Teilzeit)	35.000 € a ⁻¹

Variante 1 – AutAllo-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel und Ferro-Hy-Tunnel zur Wasserstoffabscheidung

Für Variante 1 wurden folgende Systemkosten ermittelt (gerundet):

Tabelle 4.15: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 1

CAPEX	
Vergasereinheit mit Silo, Fördertechnik, Reinigung und Shift	245.000 €
Kühlung, Kompression und Gastrennung (FHT)	140.000 €
Wasserstoffkompressor (1 Nm ³ /h 350 bar)	20.000 €
Abfüllstation für ein Bündel	40.000 €
Eigenstrom-BHKW (20 - 30 kW)	50.000 €
Verrohrung, Armaturen	40.000 €
Engineering, Montage, Inbetriebnahme	120.000 €
Bauliche Maßnahmen	20.000 €
Summe CAPEX	675.000 €

Dadurch ergeben sich im Mittel folgende spezifischen Gestehungskosten pro kg Wasserstoff bei durchschnittlich 7000 Volllaststunden:

Tabelle 4.16: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 1

Gestehungskosten	
Brennstoff & Wasser	138 € kg ⁻¹
Personal	110 € kg ⁻¹
Wartung	35 € kg ⁻¹
Strom- & Wärmeerlös	-26 € kg ⁻¹
Annuität	204 € kg ⁻¹
Gesamt	461 € kg⁻¹

Damit liegt der Wasserstoffpreis nicht in einem wirtschaftlich interessanten Bereich. Evtl. kann durch die erwartungsgemäß sehr hohe Reinheit ein anderer Markt als der Treibstoffmarkt (höchstreine Gase) erschlossen werden. Die Projektkalkulation über mehrere Jahre bei einem Absatzpreis von 9 € plus Quotenerlöse (hier wegen der unrealistisch hohen THG-Minderung in Summe ca. 41 €) mit steigender Volllaststundenzahl und kumuliertem Betriebsergebnis ergibt sich wie in Abbildung 4.36 dargestellt.

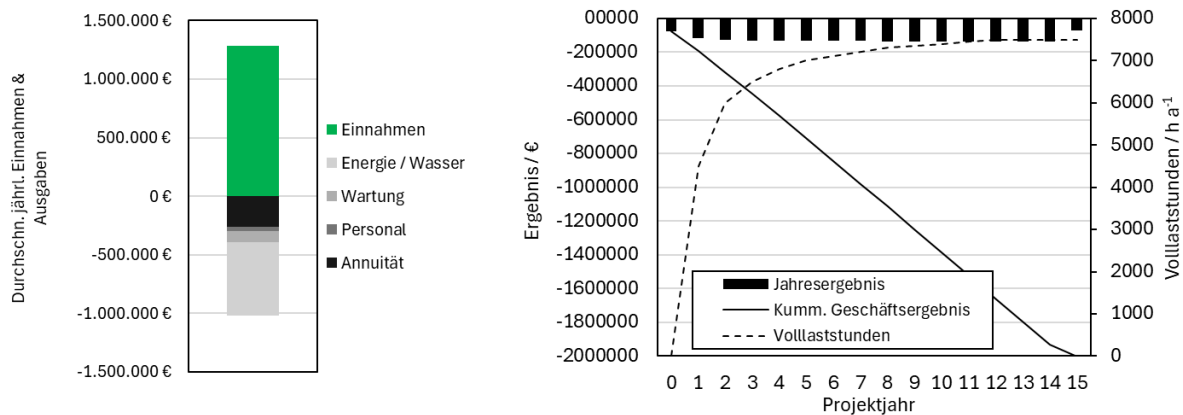


Abbildung 4.36: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 1

Zusammenfassend kann die Variante aufgrund der geringen Ausbeute als nicht wirtschaftlich umsetzbar eingestuft werden.

Variante 2 – AutAllo-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel und Palladiummembran zur Wasserstoffabscheidung

Für Variante 2 wurden folgende Systemkosten ermittelt (gerundet):

Tabelle 4.17: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 2

CAPEX	
Vergasereinheit mit Silo, Fördertechnik, Reinigung und Shift	245.000 €
Kühlung, Kompression und Gastrennung (Membran)	810.000 €
Wasserstoffkompressor (10 Nm ³ /h 350 bar)	100.000 €
Abfüllstation für zwei Bündel	50.000 €
Eigenstrom-BHKW (20 kW)	50.000 €
Verrohrung, Armaturen	40.000 €
Engineering, Montage, Inbetriebnahme	150.000 €
Bauliche Maßnahmen	20.000 €
Summe CAPEX	1.465.000 €

Dadurch ergeben sich im Mittel folgende spezifischen Gestehungskosten pro kg Wasserstoff bei durchschnittlich 7000 Volllaststunden:

Tabelle 4.18: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 2

Gestehungskosten	
Brennstoff & Wasser	7,71 € kg ⁻¹
Personal	6,18 € kg ⁻¹
Wartung	1,94 € kg ⁻¹
Strom- & Wärmeerlös	-1,43 € kg ⁻¹
Annuität	24,50 € kg ⁻¹
Gesamt	38,91 € kg⁻¹

Damit liegt der Wasserstoffpreis weit über der Dieselparität bzw. der Zahlungsbereitschaft als Treibstoff. Ggf. kann ein Absatz in den technischen Gasehandel in Betracht gezogen werden, auf dem in Flaschenbündeln deutlich höhere Preise abgerufen werden. Die Projektkalkulation über mehrere Jahre bei einem Absatzpreis von 9 € plus Quotenerlöse mit steigender Volllaststundenzahl und kumuliertem Betriebsergebnis ergibt sich wie in Abbildung 4.37 dargestellt.

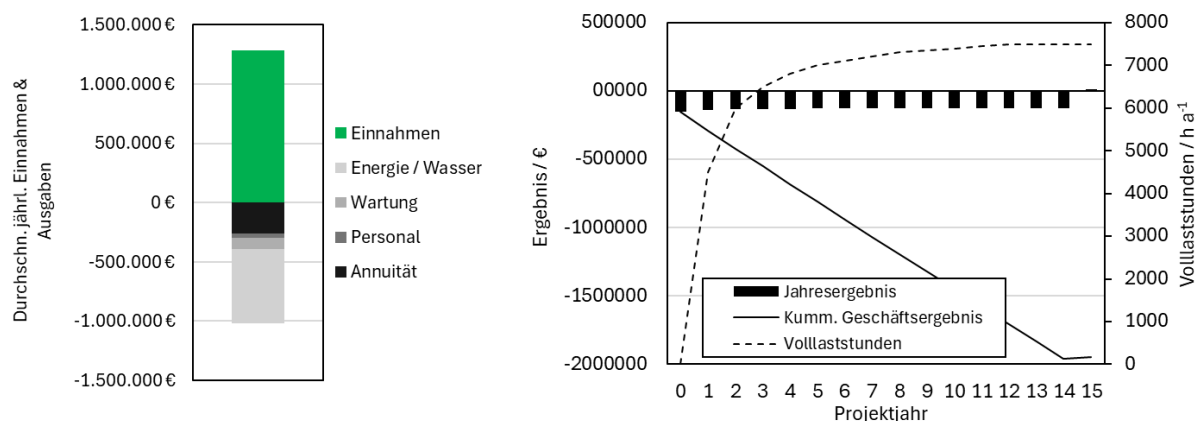


Abbildung 4.37: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 2

Zusammenfassend kann die Variante aufgrund ihrer hohen CAPEX-Kosten als voraussichtlich nicht wirtschaftlich eingestuft werden.

Variante 3 – Kommerzieller Pellet-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel und Palladiummembran zur Wasserstoffabscheidung

Für Variante 3 wurden folgende Systemkosten ermittelt (gerundet):

Tabelle 4.19: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 3

CAPEX	
Vergasereinheit mit Silo, Fördertechnik, Reinigung und Shift	585.000 €
Kühlung, Kompression und Gastrennung (Membran)	980.000 €
Wasserstoffkompressor (100 Nm ³ /h 350 bar)	500.000 €
Abfüllstation für einen Trailer	200.000 €
Eigenstrom-BHKW (100 kW)	100.000 €
Verrohrung, Armaturen	80.000 €
Engineering, Montage, Inbetriebnahme	250.000 €
Bauliche Maßnahmen	100.000 €
Summe CAPEX	2.795.000 €

Dadurch ergeben sich im Mittel folgende spezifischen Gestehungskosten pro kg Wasserstoff bei durchschnittlich 7000 Volllaststunden:

Tabelle 4.20: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 3

Gestehungskosten	
Brennstoff & Wasser	4,81 € kg ⁻¹
Personal	0,79 € kg ⁻¹
Wartung	0,80 € kg ⁻¹
Strom- & Wärmeerlös	-0,54 € kg ⁻¹
Annuität	6,04 € kg ⁻¹
Gesamt	11,89€ kg⁻¹

Der geschätzte Gestehungspreis bewegt sich damit in einem für den Treibstoffmarkt potenziell interessanten Bereich. Geht man wieder von einer Zahlungsbereitschaft von 9 € pro kg Wasserstoff und einem Zusatzerlös über die THG-Quote aus, ergibt sich eine Zahlungsbereitschaft von über 12 €, was ein insgesamt positives Geschäftsergebnis ergibt, wie in den nachfolgenden Abbildungen dargestellt.

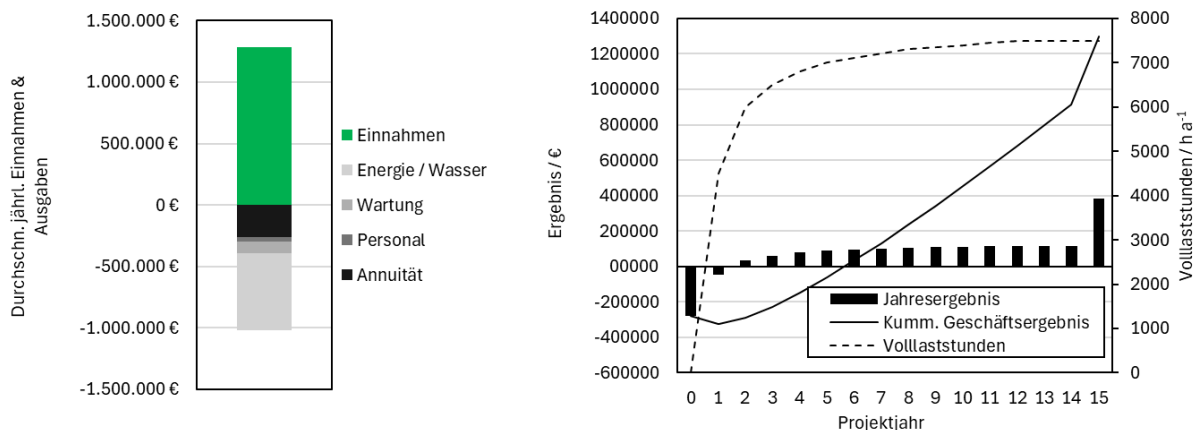


Abbildung 4.38: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 3

Variante 3 kann somit als potenziell wirtschaftlich umsetzbar betrachtet werden.

Variante 4 – Kommerzieller Hackschnitzel-Vergasungsprozess mit Luft als Vergasungsmittel und Palladiummembran zur Wasserstoffabscheidung

Für Variante 4 wurden folgende Systemkosten ermittelt (gerundet):

Tabelle 4.21: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 4

CAPEX	
Vergasereinheit mit Silo, Fördertechnik, Reinigung und Shift	590.000 €
Kühlung, Kompression und Gastrennung (Membran)	980.000 €
Wasserstoffkompressor (100 Nm ³ /h 350 bar)	500.000 €
Abfüllstation für einen Trailer	200.000 €
Eigenstrom-BHKW (100 kW)	100.000 €
Verrohrung, Armaturen	80.000 €
Engineering, Montage, Inbetriebnahme	250.000 €
Bauliche Maßnahmen	100.000 €
Summe CAPEX	2.800.000 €

Dadurch ergeben sich im Mittel folgende spezifischen Gestehungskosten pro kg Wasserstoff bei durchschnittlich 7000 Volllaststunden:

Tabelle 4.22: Resultierende Wasserstoff-Gestehungskosten für Variante 4

Gestehungskosten	
Brennstoff & Wasser	3,60 € kg ⁻¹
Personal	0,84 € kg ⁻¹
Wartung	0,86 € kg ⁻¹
Strom- & Wärmeerlös	-0,30 € kg ⁻¹
Annuität	6,46 € kg ⁻¹
Gesamt	11,46€ kg⁻¹

Somit ergibt sich auch für Variante 4 ein wirtschaftlich interessantes Ergebnis. Die errechneten Gestehungskosten liegen durch den günstigeren Brennstoff leicht unter denen von Variante 3, wobei die Annuität aufgrund der leicht geringeren Produktionsleistung spezifisch höher ausfällt.

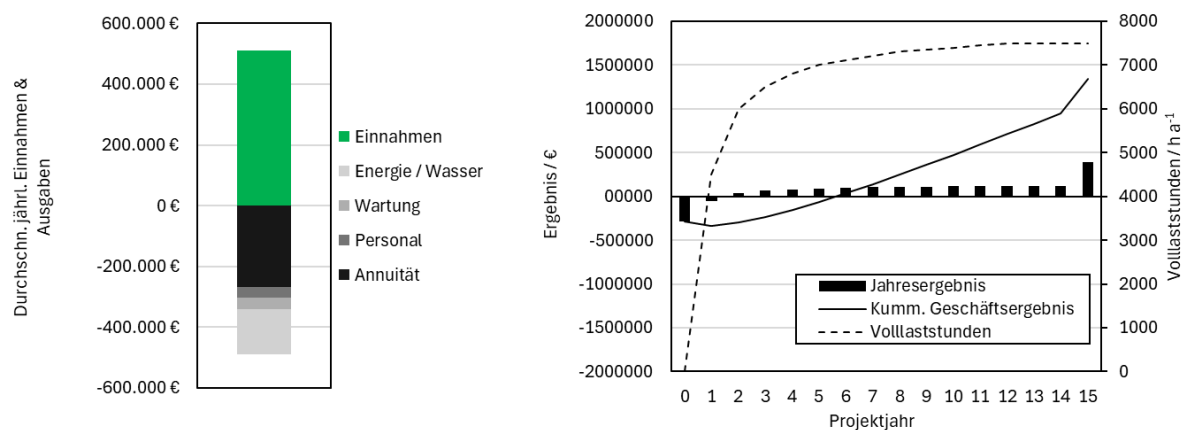


Abbildung 4.39: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 4

Variante 4 kann somit ebenfalls als potenziell wirtschaftlich umsetzbar betrachtet werden.

Variante 5 – Kommerzieller Hackschnitzel-Vergasungsprozess mit Sauerstoff als Vergasungsmittel und Druckwechseladsorption zur Wasserstoffabscheidung

Für Variante 5 wurden folgende Systemkosten ermittelt (gerundet):

Tabelle 4.23: Investitionsschätzung nach Komponenten für Variante 5

CAPEX	
Vergasereinheit mit Silo, Fördertechnik, Sauerstoffgenerator, Reinigung und Shift	930.000 €
Kühlung, Kompression und Gastrennung (PSA)	520.000 €
Wasserstoffkompressor (100 Nm ³ /h 350 bar)	500.000 €
Abfüllstation für einen Trailer	200.000 €
Eigenstrom-BHKW (100 kW)	100.000 €
Verrohrung, Armaturen	80.000 €
Engineering, Montage, Inbetriebnahme	250.000 €
Bauliche Maßnahmen	100.000 €
Summe CAPEX	2.680.000 €

Auffällig ist, dass trotz der höheren Kosten für Vergaser und zusätzlichen Sauerstoffherzeuger durch die günstigere Peripherie aufgrund des geringeren Synthesegasstromes sowie die günstigere PSA die Gesamtkosten fallen. Dadurch ergeben sich im Mittel folgende spezifischen Gesteungskosten pro kg Wasserstoff bei durchschnittlich 7000 Volllaststunden:

Tabelle 4.24: Resultierende Wasserstoff-Gesteungskosten für Variante 5

Gesteungskosten	
Brennstoff & Wasser	2,62 € kg ⁻¹
Personal	0,61 € kg ⁻¹
Wartung	0,57 € kg ⁻¹
Stromkosten abzüglich Wärmeerlös	0,74 € kg ⁻¹
Annuität	4,71 € kg ⁻¹
Gesamt	9,40€ kg⁻¹

Die Prozessvariante 5 kann somit die niedrigsten Gesteungskosten für Wasserstoff erreichen. Unter den gleichen Annahmen für Basispreis (9 €) und Quotenerlöse (hier ca. 3,20 €) ergibt sich dann folgendes Ergebnis für Einnahmen, Ausgaben und Geschäftsergebnis:

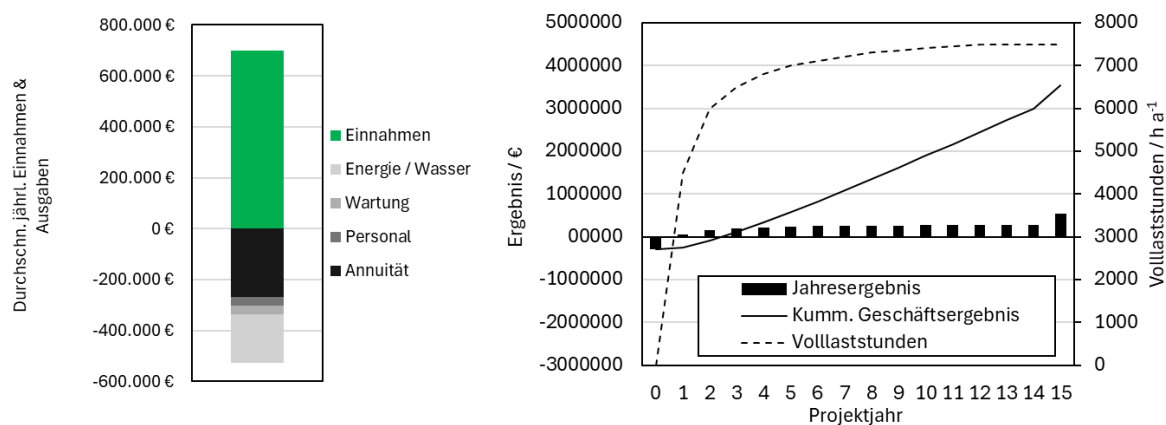


Abbildung 4.40: Durchschnittliche Einnahmen und Ausgaben sowie Geschäftsergebnisse der Wirtschaftlichkeitsanalyse von Variante 5.

Im Falle der technischen Bewährung der Sauerstoffvergasung ergibt sich durch diesen Prozess somit die wirtschaftlich attraktivste Variante, die einen realen Einsatz als Treibstoff ermöglichen könnte.

4.5 Zusammenfassender Vergleich

Im Nachfolgenden sollen die Ergebnisse aus den techno-ökonomischen Auswertungen zusammengefasst werden. Hierfür werden die wichtigsten Zahlen noch einmal zusammengefasst dargestellt.

Tabelle 4.25: Zusammenfassender Vergleich der techno-ökonomischen Analysen

Variante	1	2	3	4	5
Brennstoff	Pellets	Pellets	Pellets	Hackschnitzel	Hackschnitzel
Vergasungsmittel	Luft	Luft	Luft	Luft	Sauerstoff
Trennverfahren	FHT	Membran	Membran	Membran	PSA
Brennstoffleistung	125 kW	125 kW	610 kW	530 kW	530 kW
Wasserstoffleistung	1,5 kW	27 kW	212 kW	200 kW	270 kW
Reststrom	2 kW	6 kW	18 kW	7 kW	- 51 kW
Restwärme	32 kW	15 kW	45 kW	32 kW	3 kW
Kaltgaswirkungsgrad	1,2 %	22 %	35 %	37 %	51 %
THG-Bilanz	-283,1 g MJ ⁻¹	-37,5 g MJ ⁻¹	12,24 g MJ ⁻¹	-12,2 g MJ ⁻¹	-12,5 g MJ ⁻¹
THG-Minderung spez.	401 %	140 %	87 %	87 %	87 %
THG-Minderung jährl.	30 to _{CO2aq} a ⁻¹	102 to _{CO2aq} a ⁻¹	805 to _{CO2aq} a ⁻¹	732 to _{CO2aq} a ⁻¹	1032 to _{CO2aq} a ⁻¹
H ₂ -Menge jährl.	0,36 to a ⁻¹	6,5 to a ⁻¹	50 to a ⁻¹	48 to a ⁻¹	65 to a ⁻¹
Gestehungskosten	461 € kg ⁻¹	38,91 € kg ⁻¹	11,89 € kg ⁻¹	11,46 € kg ⁻¹	9,40 € kg ⁻¹

Die Anwendung des FHT-Tunnens zeigt hier durch die geringe Abscheideeffizienz die höchsten spezifischen Kosten, weshalb die im Projekt angestrebte Anwendung als Treibstoff sich nicht als zielführend erweist. Es kann jedoch ggf. durch weitere F&E sowie Reinheitsmessungen an der Technologie z.B. der Markt für höchstreinen Wasserstoff eine mögliche Anwendung bieten. Da die derzeit verfügbaren Membrantechnologien (hier Palladiummembran) nicht auf die Anwendung des AutAllo-Vergasers mit nur 125 kW Brennstoffleistung skaliert sind, entstehen auch hier noch für die angestrebte Anwendung zu hohe Gestehungskosten. Die Kosten von Variante 2 liegen jedoch bereits in der Größenordnung von aktuellen Wasserstoffpreisen in Flaschenbündeln für technische Anwendungen. Die Anwendung der im Projekt entwickelten Shift-Reaktortechnologie auf leistungsfähigere, marktverfügbare Vergasungsanlagen ergibt hingegen Wasserstoffpreise, die in der Dimension von derzeitigen Preisen für Elektrolysewasserstoff sowie Wasserstoff aus anderen biogenen Reststoffen liegt. Die Anwendung von Membrantechnologien zur Gastrennung bietet hier eine Option, die im Projekt angestrebte Lösung der Herausforderung dezentraler Gastrennverfahren in modularer Bauweise zu bewerkstelligen. Das Verfahren kann stickstoffhaltige Gase sauber trennen, ist jedoch noch relativ kostenintensiv. Dies kann durch die in Entwicklung befindliche Sauerstoffvergasung gelöst werden, die die Anwendung einer herkömmlichen (kleinen) PSA-Einheit ermöglicht. Diese in Variante 5 untersuchte Prozesskette ergab vielversprechende Ergebnisse und soll daher nach Projektabschluss weiterverfolgt werden.

5 Zusammenfassung und Ausblick

Das im vorliegenden Abschlussbericht dokumentierte Vorhaben „BiDroGen“ zielte darauf ab, eine dezentrale Technologie zur Erzeugung von Wasserstoff aus industriellem Restholz zu entwickeln und zu erproben. Als Zielmarkt für den produzierten Wasserstoff war die Anwendung in z.B. betriebseigenen Brennstoffzellenfahrzeugen vorgesehen. Während die Aufbereitung des Synthesegases aus der Pelletvergasung mittels einer auf die Anforderungen von Holzgas neu entwickelten Wassergas-Shift-Technologie erfolgreich erprobt werden konnte, erzielte die vorgesehene Abscheidung von Wasserstoff aus dem Mischgas mittels Reineisenrohren (FHT®) nicht die erforderliche Abscheideeffizienz, um wirtschaftlich Treibstoff zu produzieren. Die vergleichsweise kleinen Mengen abgeschiedenen Wasserstoffs haben jedoch das (noch messtechnisch nachzuweisende) Potenzial, eine höhere Reinheit zu erzielen und so einen Markt mit höherer Zahlungsbereitschaft zu erreichen. Darüber hinaus kann der erzielte Abscheideeffizienz mit großer Wahrscheinlichkeit durch weitere Optimierungen der Prozessführung sowie des Designs erhöht werden. Bevor weitere Skalierungsaktivitäten anvisiert werden, sollte daher im kleinen Maßstab eruiert werden, wie im kontinuierlichen Betrieb die Abscheideraten der FHT-Technologie maximiert werden können.

Der in Vorauslegungen angestrebte Kaltgaswirkungsgrad von über 40 % konnte mit der im Projekt vorgesehenen Kombination von Technologien nicht erreicht werden, in untersuchten Alternativlösungen jedoch unter gewissen Kriterien als erreichbar bestätigt werden. Hierfür wurden in der techno-ökonomischen Aus- und Bewertung der Versuchsergebnisse sowie weiterer Prozessauslegungen Alternativprozesse mit verfügbaren Technologien aufgestellt analysiert und deren technische Effizienz, Wirtschaftlichkeit und THG-Bilanz beziffert.

Es konnte dabei ein erreichbarer Wirkungsgrad von rund 35 % für die Vergasung von Holzpellets in marktverfügbaren Luftvergasern in Kombination mit der im Projekt entwickelten Shiftreaktortechnik sowie einer mittlerweile verfügbaren Palladiummembrantechnologie ermittelt werden. Limitierender Faktor ist v.a. die begrenzte Abscheideeffizienz der Membran durch den hohen Stickstoffgehalt im Gas. Es wurden daher weitere Varianten untersucht, die auf den Einsatz von Hackschnitzeln erweitert wurden, da hier derzeit F&E-Tätigkeiten zum kommerziellen Einsatz von Sauerstoff als Vergasungsmittel laufen. Durch das Wegfallen von Stickstoff und die somit deutlich leichtere Gastrennung konnte ein Kaltgaswirkungsgrad von Brennstoff zu Wasserstoff von bis zu 51 % ermittelt werden. Unter Einbezug des zusätzlichen Stromverbrauches zur Sauerstoffgewinnung kann der Gesamtwirkungsgrad eines solchen Systems inkl. Hochdruckkompression ca. 46 % erreichen.

Es liegen demnach mit Projektabschluss technische Lösungen für die im Projekt technisch nicht lösbaren Herausforderungen der Wasserstoffherstellung aus pelletiertem Industrierestholz sowie auch Restholz aus der Forstwirtschaft vor, die weiterverfolgt werden.

A.H.T. Cleantec arbeitet weiterhin am langfristigen Ziel grünen, kostengünstigen Wasserstoff im industriellen Maßstab zu produzieren. Auf Grund der im Projekt gewonnenen Erkenntnisse über die Effizienz der FHT-Technologie wird der Fokus hierfür zukünftig allerdings auf die Sauerstoffvergasung gelegt, der eine Shift-Stufe nachgeschaltet ist. Hierdurch entfällt die Notwendigkeit der aufwändigen Abscheidung von Stickstoff aus dem erzeugten Synthesegas. Bestrebungen in diesem Kontext sind im bereits im Gange, u.a. wurde bereits ein Patent für die kommerzielle H₂-Erzeugung über diesen Weg angemeldet ([DE102024101643](#)). Zusätzlich arbeitet die AHT daran ihre Vergasungstechnologie so anzupassen, dass die Einsatzstoffvariabilität weiter erhöht wird, um zukünftig auch Reststoffe, wie z.B. Plastikabfälle, in Wasserstoff umwandeln zu können.

BtX energy konnte mit den erzielten Projektergebnissen eine modulare Shiftreakorttechnologie für die speziellen Anforderungen von Holzgas für eine Vielzahl von Vergasungstechnologien und Nutzungspfaden für das Synthesegas auf dem Markt platzieren. Mit dieser Technologie verfolgt BtX weiterhin das Ziel, eine Wasserstoffherstellung aus Restholz zu ermöglichen, z.B. mit dem Projektpartner A.H.T. durch den Einsatz der Sauerstoffvergasungstechnologie. Die Reaktortechnik wird derzeit auch in einem Folgeprojekt zur Methanol- und FT-Kraftstoffsynthese weiterentwickelt, wodurch weitere Märkte erschlossen werden können.

6 Publikationen und Vorträge im Rahmen des Projektes

Gradel, A.: Der AutAllo Holzvergaser mit integrierter Teeradsorption und seine Potenziale zur Wasserstofferzeugung, 21. *Fachkongress für Holzenergie*, Online, 2022

Gradel, A.: Impulsvortrag - Wasserstoff aus biogenen Reststoffen; Präsenztreffen BMWK Netzwerk Wasserstoff, Berlin, 2022

Gradel, A.: Wasserstoff aus Biogas; "Produktion von grünem Wasserstoff und Derivaten aus Biomasse in Brasilien", Online, 2022

Gradel, A.; Plessing, T.: „Wasserstoff aus biogenen Reststoffen – Aktuelle Praxisprojekte und regulatorischer Rahmen“, *Energieforschung vernetzt - 1. Symposium der Forschungsnetzwerke*, Berlin, 2023

Gradel, A.; Plessing, T.: „Wasserstoff aus biogenen Reststoffen – Wasserstoff aus Biomasse – Status quo“, 31. C.A.R.M.E.N.-Symposium "Energie- und Ressourcenwende: von der Strategie zu Best Practice", Würzburg, 2023

Gradel, A.; Plessing, T.: „Wasserstoff aus biogenen Reststoffen – Wasserstoff aus Biomasse – Status quo“, 5. Praxistagung Wasserstoff aus Biomasse und Biogas", Krefeld, 2023

Gradel, A.; Plessing, T.: „Wasserstoff aus biogenen Reststoffen – Wasserstoff aus Biomasse – Status quo“, Bayern Innovativ KWK-Roadshow, Peißenberg, 2023

Gradel, A.; Plessing, T.: „Wasserstoff aus biogenen Reststoffen – Wasserstoff aus Biomasse – Status quo“, Statuskonferenz Bioenergie, Leipzig, 2023

Molle, A.; Gradel, A.: „Wasserstoff aus pelletierter Industrierestholzverwertung – Prognosen zum Prozess und Stand der Umsetzung“, Statuskonferenz Bioenergie, Leipzig, 2023

Molle, A.; Gradel, A.: „Wasserstoff aus der pelletierten Industrierestholzverwertung“, Statusseminar Biowasserstoff, Rutesheim, 2025

Molle, A.; Gradel, A.: „Wasserstoff aus der pelletierten Industrierestholzverwertung“, Statuskonferenz Bioenergie, Leipzig, 2025

7 Presseberichterstattung

<https://h2-news.de/wirtschaft-unternehmen/verbundvorhaben-bidrogen-erhaelt-foerderung-vom-bmwi/>

<https://biooekonomie.de/foerderung/projektatlas/verbundvorhaben-bidrogen-wirtschaftliche-dezentrale-und-mobile-herstellung>

<https://www.hyplus.de/news/details/bidrogen-foerderzusage-fuer-hofer-btx-energy-gmbh>

<https://www.frankenpost.de/inhalt.hof-start-up-macht-holz-zu-wasserstoff.cc35cd11-bf24-4476-92d7-5ae3a23ac5bd.html>

<https://hydrogeit.de/blog/2023/08/29/h2-aus-altholz-und-bananenschalen/>

<https://www.energiesystem-forschung.de/news/biomasse-start-wasserstoff-projekte-bmwk-kreislaufwirtschaft-wertschoepfung>

<https://www.german-energy-solutions.de/GES/Redaktion/EN/News/2022/20220202-biogenic-h2.html>

<https://www.wiesentbote.de/2022/01/22/hofer-projekt-bidrogen-wasserstoff-aus-restholz-wird-gefoerdert/>

<https://www.forschungsnetzwerke-energie.de/news/de/btx-energy-von-holzabfaellen-zu-gruenem-wasserstoff>

<https://de.industryarena.com/bluecompetence/blog/bmwi-foerdert-start-up-fuer-bau-von-containern-fuer-wasserstoff-aus-pellets--18900.html>

<https://www.frankenpost.de/inhalt.wasserstoff-pionier-gradel-spricht-bei-aiwanger-vor.b696742e-6841-457f-8067-d2406e0624af.html>

<https://www.wiesentbote.de/2023/11/24/gruener-wasserstoff-aus-biomasse-im-gespraech-bei-staatsminister-hubert-aiwanger/>

<https://www.wiesentbote.de/2024/06/29/meilenstein-fuer-wasserstoff-aus-abfallholz-btx-energy-aus-bayreuth-beteiligt/>

<https://www.recyclingmagazin.de/2024/06/28/wasserstoff-aus-abfallholz/>

<https://www.zielnull.de/meilenstein-fuer-wasserstoff-aus-abfallholz/>

8 Literaturverzeichnis

- [1] T. Smolinka, N. Wiebe, P. Sterchele, A. Palzer, F. Lehner, M. Jansen, S. Kiemel, R. Miehe, S. Wahren und F. Zimmermann, „Studie IndWEDe: Industrialisierung der Wasserelektrolyse in Deutschland: Chancen und Herausforderungen für anhaltigen Wasserstoff für Verkehr, Strom und Wärme,“ NOW GmbH, Berlin, 2018.
- [2] M. Kaltschmitt, H. Hartmann und H. Hofbauer, Energie aus Biomasse, Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2009.
- [3] Fördergesellschaft Erneuerbare Energien e.V., „Holzgas Zahlen und Fakten,“ 2020. [Online]. Available: <https://www.fee-ev.de/themen/holzgas/zahlen-und-daten#japan>. [Zugriff am 15 Februar 2021].
- [4] A. Gradel, Gleichstromvergasung von Holzpellets mit integrierter Adsorption von Teerbestandteilen (Dissertation), Bayreuth: Universität Bayreuth, 2020.
- [5] H. Kimizuka, H. Mori und S. Ogata, „Effect of temperature on fast hydrogen diffusion in iron: A path-integral quantum dynamics approach,“ *Physical Review*, 2011.
- [6] P. Havilah, A. Sharma, G. Govindasamy, L. Matsakas und A. Patel, „Biomass Gasification in Downdraft Gasifiers: A Technical Review on Production, Up-Grading and Application of Synthesis Gas,“ *Energies*, Bd. 15, Nr. 11, p. 3938, 2022.
- [7] Umweltbundesamt, „Emissionsbilanz erneuerbarer Energieträger,“ Dessau-Roßlau, 2019.
- [8] Umweltbundesamt, „Strom und Wärmeversorgung in Zahlen,“ 08 Mai 2021. [Online]. Available: <https://www.umweltbundesamt.de/themen/klima-energie/energieversorgung/strom-waermeversorgung-in-zahlen#Kraftwerke>. [Zugriff am 08 Juni 2021].
- [9] Deutsches Pelletinstitut, „Pelletproduktion,“ [Online]. Available: <https://depi.de/pelletproduktion>. [Zugriff am 08 Juni 2021].
- [10] Europäisches Parlament, „Richtlinie (EU) 2018/2001 des Europäischen Parlamentes und des Rates,“ Amtsblatt der Europäischen Union, Brüssel, 2018.
- [11] energienutzer.de, „Pelletpreise 2025 - aktuelle Pellets-Preisentwicklung,“ 28.07.2025. [Online]. Available: <https://energienutzer.de/pellet-heizung/59-holzpellets-pellet-preis-trends>. [Zugriff am 20.08.2025].
- [12] Deutsches Pelletinstitut GmbH, „Pelletpreis / Wirtschaftlichkeit,“ Juni 2021. [Online]. Available: <https://depi.de/pelletpreis-wirtschaftlichkeit>. [Zugriff am 08 Juni 2021].
- [13] J. Karl, Dezentrale Energiesysteme, München: Oldenbourg Verlag, 2012.
- [14] „www.holz-kraft.com/de/,“ Spanner Re² GmbH, 2018. [Online]. Available: <https://www.holz-kraft.com/de/>. [Zugriff am 08.08.2018].
- [15] „www.burkhardt-gruppe.de,“ Burkhardt GmbH, 2018. [Online]. Available: <https://burkhardt-gruppe.de/hp1/Startseite.htm>. [Zugriff am 08.08.2018].
- [16] „lipro-energy.de/de/,“ LiPRO Energy GmbH & Co. KG, 2018. [Online]. Available: <https://lipro-energy.de/de/>. [Zugriff am 08.08.2018].
- [17] TU Wien, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, „Erzeugung von Wasserstoff für Raffinerien über Biomassevergasung,“ TU Wien, Wien, 2011.
- [18] N. Rothermel, Erzeugung eines wasserstoffreichen Produktgases aus Biomasse mittels Wasserdampfvergasung und anschließender CO₂-Abscheidung, Stuttgart: Universität Stuttgart, 2018.
- [19] K. Zech, E. Grasemann, K. Oehmichen, I. Kiendl, R. Schmersahl, S. Rönsch, M. Seiffert, F. Müller-Langer, W. Weindorf, S. Funke, J. Michaelis und M. Wietschel, Evaluierung der Verfahren und Technologien für die Bereitstellung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse, Leipzig: Deutsches Biomasseforschungszentrum, 2014.

- [20] S. Bengtsson, Project CHRISGAS - Publishable Final Activity Report, Växjö: Linnaeus University, 2010.
- [21] E. Voegelé, „Rentech closes on sale of alternative energy technologies,“ 06 November 2014. [Online]. Available: <http://biomassmagazine.com/articles/11168/rentech-closes-on-sale-of-alternative-energy-technologies>. [Zugriff am 09 Juni 2021].
- [22] J. Leimert und J. Karl, „Herstellung von Wasserstoff auf Basis der Heatpipe Reformer Technologie mit verbessertem Kaltgaswirkungsgrad,“ FAU Erlangen, Erlangen, 2015.
- [23] S. Babu, „Biomass gasification for hydrogen production–process description and research needs,“ Gas Technology Institute, Des Plaines, 2005.
- [24] J. Wüning und J. Wüning, „Verfahren und Vorrichtung zum Vergasen von Biomasse“. Patent EP000003088492B1, 2015.
- [25] Linde plc, „Hydrogen Recovery by Pressure Swing Adsorption,“ Linde AG, Dublin, 2016.
- [26] Air Liquide, „Druckwechseladsorption - Wasserstoffreinigung,“ [Online]. Available: <https://www.engineering-airliquide.com/de/druckwechseladsorption-wasserstoffreinigung>. [Zugriff am 16 Februar 2020].
- [27] Evonik Industries AG, „Wasserstoff aus Erdgasnetz abtrennen,“ [Online]. [Zugriff am 16 Februar 2021].
- [28] U. Lubenau, „Anforderungen und Möglichkeiten der Abtrennung von Wasserstoff/Erdgasgemischen,“ in 6. *HYPOS-Dialog*, Leipzig, 2019.
- [29] A. B. H. & K. H. Güntherschulze, „Die Diffusion von Wasserstoff und Deuterium durch Eisen,“ *Zeitschrift für Physik*, 1938.
- [30] Mahnken & Partner GmbH, „Ferr-Hy-Tunnel,“ [Online]. Available: <https://www.fht-wasserstoff.de/>. [Zugriff am 25 Februar 2021].
- [31] M. & P. GmbH, „Verfahren zur Gewinnung von Wasserstoff“. Deutschland Patent DE102012109154B4, 27 September 2012.
- [32] Föhlisch, L.; Malek, C.; , „Entwicklung einer kontinuierlichen Anlage für die Separation von Wasserstoff aus Prozessgasen, über das Ferro-Hy-Tunnel-Verfahren (THF-Verfahren),“ TH Köln, Köln, 2024.
- [33] C. Werwitzke, „Rewe erprobt Hyundais Wasserstoff-Lkw Xcient,“ RABBIT PUBLISHING GmbH, 02 03 2023. [Online]. Available: <https://www.electrive.net/2023/02/03/rewe-erprobt-hyundais-wasserstoff-lkw-xcient/>. [Zugriff am 23 10 2025].
- [34] Deutscher bundestag, „CO2-Emissionen im Güter- und Personenverkehr Bahn, Pkw bzw. Lkw, Schiff,“ Bundesanzeiger Verlag GmbH, Berlin, 2021.
- [35] Statista GmbH, „Durchschnittlicher Preis für einen Liter Diesel in Deutschland in den Monaten August 2020 bis August 2025,“ 09 2025. [Online]. Available: <https://de.statista.com/statistik/daten/studie/1691/umfrage/preis-fuer-einen-liter-diesel-monatsdurchschnittswerte/>. [Zugriff am 23 10 2025].
- [36] Bundesministerium für Verkehr, „Gebührenstruktur LKW-Maut in Deutschland (01.07.2024 bis 31.12.2025) in Cent/km *,“ Berlin, 2024.