



Masterarbeit

Versorgung eines Wasserstofftankstellennetzwerks mit CO<sub>2</sub>  
neutralem Wasserstoff

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades eines Masters  
der technischen Wissenschaften

unter der Leitung von  
Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Hermann Hofbauer  
Dipl.-Ing. Michael Kraussler

E166  
Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische  
Biowissenschaften der  
Technischen Universität Wien

eingereicht an der Technischen Universität Wien  
Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften

im Rahmen des Studiums

Verfahrenstechnik

Nina Wolf, B.Sc.  
Matr. Nr:1226455

Wien, 10. November 2019



Die approbierte gedruckte Originalversion dieser Diplomarbeit ist an der TU Wien Bibliothek verfügbar.  
The approved original version of this thesis is available in print at TU Wien Bibliothek.

Ich nehme zur Kenntnis, dass ich zur Drucklegung meiner Arbeit unter der Bezeichnung

## **Diplomarbeit**

nur mit Bewilligung der Prüfungskommission berechtigt bin.

### *Eidesstattliche Erklärung*

Ich erkläre an Eides statt, dass die vorliegende Arbeit nach den anerkannten Grundsätzen für wissenschaftliche Abhandlungen von mir selbstständig erstellt wurde. Alle verwendeten Hilfsmittel, insbesondere die zugrunde gelegte Literatur, sind in dieser Arbeit genannt und aufgelistet. Die aus den Quellen wörtlich entnommenen Stellen, sind als solche kenntlich gemacht.

Das Thema dieser Arbeit wurde von mir bisher weder im In- noch Ausland einer Beurteilerin/einem Beurteiler zur Begutachtung in irgendeiner Form als Prüfungsarbeit vorgelegt. Diese Arbeit stimmt mit der von den Begutachterinnen/Begutachtern beurteilten Arbeit überein.

Wien, November, 2019



Die approbierte gedruckte Originalversion dieser Diplomarbeit ist an der TU Wien Bibliothek verfügbar.  
The approved original version of this thesis is available in print at TU Wien Bibliothek.

# Danksagung

Mein Dank gilt meinem Betreuer Michael Kraussler, welcher zur Erstellung dieser Arbeit einen erheblichen Teil beigetragen hat, große Geduld bewies und mir mit Rat und Tat zur Seite stand. Auch Professor Hermann Hofbauer möchte ich vor allem für seine Geduld und seine Hilfsbereitschaft danken.

Am allermeisten möchte ich mich jedoch bei meiner Familie bedanken. Bei meinen Eltern Susanne und Christian, welche mich immer unterstützen und mir das Studium erst ermöglicht haben. Danke, dass ihr auch wenn mir die Verzweiflung manchmal anzusehen war, immer versucht habt mich aufzubauen und zu ermutigen. Auch meinem Bruder Bernd möchte ich dafür danken, dass er obwohl er einen ganz anderen Weg eingeschlagen hat als ich, trotzdem großes Verständnis für meine Jammerei und immer ein offenes Ohr für seine große Schwester hat. Als letztes Familienmitglied möchte ich meinem Kater Bono danken, der es einfach nicht lassen konnte sich auf meinen Unisachen wohlfühlen. Danke, dass du dich mit mir durch den Urwald von Mathematik und durch das Kriegsgebiet Mechanik gekämpft hast. Ich weiß, du hättest auf der gedruckten Arbeit einen neuen Lieblingsplatz gefunden.

Ganz besonders danke ich auch meinem Freund Lukas, der mit seiner lebensfrohen Art und seinem Humor all meine Launen während meines Studiums mit einem Lächeln ertragen hat. Ich weiß es war nicht immer einfach.

Zuletzt möchte ich auch meinen Freunden danken, die mich zusätzlich zu meiner Familie und Lukas nie vergessen haben lassen, dass neben dem Studium auch andere Dinge im Leben wichtig sind. Besonderer Dank geht hierbei an Julia Kirchbacher, Andreas Lunzer und Lukas Striok, dafür dass ihr euch, egal wie wenig Zeit ihr habt, trotzdem immer Zeit für mich nehmt und meine Launen in sämtlichen Situationen versteht und hinnehmt. Da ich nicht alle gesondert erwähnen kann: „Bussi, ihr seid die Besten!“



Die approbierte gedruckte Originalversion dieser Diplomarbeit ist an der TU Wien Bibliothek verfügbar.  
The approved original version of this thesis is available in print at TU Wien Bibliothek.

# Abstract

Achieving the 2°C target of the Paris climate agreement, means that many industrialised countries will largely avoid the use of fossil fuels by 2050. In 2017, 82,3 million tonnes of CO<sub>2</sub> equivalent were emitted in Austria, 3,3% more than 2016. One reason for the increase is the high increase in the fuels sales in the transport sector. The reduction of CO<sub>2</sub> emissions in the transport sector, which is responsible for 30% of annual CO<sub>2</sub> emissions, with a rising trend, requires a widespread implementation of sustainable driving concepts. In addition to electricity from sustainable sources, biofuels such as bioethanol, biodiesel and biogas, biohydrogen is also a notable alternative to fossil fuels.

In this thesis, several concepts for the sustainable provision of hydrogen were technically and economically analysed. The five selected concepts range from the use of biomass in the form of biomass gasification as well as biogas production with following steam reforming, to the production of biohydrogen through electrolysis of water. The conventional method of producing hydrogen, the steam reforming of natural gas, is used as a reference method for the technical-economic analysis. In addition to the different production routes, different distribution options for the final hydrogen supply at the filling station were also considered. The distribution of hydrogen by truck in gaseous or liquid form, as well as the transport via a pipeline network represent the possible distribution routes of hydrogen within this work. The technical analysis of the individual concepts was carried out by calculating mass and energy balances. Subsequently, the concepts were economically analysed considering the mass and energy balances. The determined hydrogen production costs, the distribution costs as well as the costs of provision at the filling station of the individual concepts were compared and discussed. In addition, a sensitivity analysis shows the influence of selected parameters on the production costs of H<sub>2</sub>.

The results show that support measures and infrastructure improvements are necessary for the economic use of sustainably produced H<sub>2</sub> as fuel. The cheapest method to produce H<sub>2</sub> sustainably, is the steam reforming of biogas, followed by the fluidised bed gasification processes and the electrolysis of water. After plant efficiency, raw material prices, annual operating hours and investment costs have the greatest influence on production costs. The distribution of liquid H<sub>2</sub> is more economical than the distribution of gaseous H<sub>2</sub>.



Die approbierte gedruckte Originalversion dieser Diplomarbeit ist an der TU Wien Bibliothek verfügbar.  
The approved original version of this thesis is available in print at TU Wien Bibliothek.

## Kurzfassung

Die Einhaltung des 2°C Ziels, des Pariser Klimaabkommens, bedeutet für viele Industrieländer einen weitgehenden Verzicht auf den Einsatz von fossilen Energieträgern bis 2050. 2017 wurden in Österreich 82,3 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub>-Äquivalent emittiert, 3,3% mehr als 2016. Ein Grund für den Anstieg stellt der stark gestiegene Kraftstoffabsatz im Verkehr dar. Die Reduktion der CO<sub>2</sub>-Emissionen im Verkehrssektor, welcher einen Anteil an 30% der jährlich ausgestoßenen CO<sub>2</sub>-Emissionen einnimmt, mit steigender Tendenz, erfordert eine breite Einführung von nachhaltigen Antriebskonzepten. Neben dem elektrischen Strom aus nachhaltigen Quellen, Bio-Kraftstoffen wie Bioethanol, Biodiesel und Biogas, stellt auch Biowasserstoff eine nennenswerte Alternative zu den fossilen Kraftstoffen dar.

Im Zuge dieser Arbeit wurden mehrere Konzepte für die nachhaltige Bereitstellung von H<sub>2</sub> technisch wie auch ökonomisch analysiert. Die fünf ausgewählten Konzepte erstrecken sich von der Nutzung von Biomasse in Form der Biomassevergasung, über die Biogasherstellung mit anschließender Dampfreformierung, bis hin zur Produktion des Bio-H<sub>2</sub> mittels Elektrolyse. Als Referenzmethode für die technisch-ökonomische Analyse dient die konventionelle Methode H<sub>2</sub> herzustellen, die Dampfreformierung von Erdgas. Zusätzlich zu den unterschiedlichen Produktionswegen, wurden ebenfalls verschiedene Distributionsmöglichkeiten für die endgültige Bereitstellung von Wasserstoff an der Tankstelle betrachtet. Die Verteilung von Wasserstoff per LKW in gasförmiger oder flüssiger Form, wie auch der Transport über ein Pipelinenetz stellen die möglichen Verteilungswege von Wasserstoff innerhalb dieser Arbeit dar. Die technische Analyse der einzelnen Konzepte erfolgte über die Berechnung von Massen- und Energieströmen. Anschließend wurden die Konzepte ökonomisch analysiert. Die ermittelten Wasserstoffgestehungskosten, die Distributionskosten, wie auch die Bereitstellungskosten an der Tankstelle der einzelnen Konzepte, wurden einander gegenübergestellt und diskutiert. Zusätzlich zeigt eine Sensitivitätsanalyse den Einfluss von ausgewählten Parametern auf die Kosten von H<sub>2</sub>.

Die Ergebnisse zeigen, dass Fördermaßnahmen und Weiterentwicklungen der Infrastruktur zur wirtschaftlichen Nutzung von nachhaltig produziertem H<sub>2</sub> als Kraftstoff notwendig sind. Die günstigste Methode H<sub>2</sub> nachhaltig zu produzieren ist die Biogas DR, gefolgt von den Wirbelschichtvergasungsverfahren und der Elektrolyse. Die größten Einflüsse auf die Produktionskosten haben nach der Anlageneffizienz, die Rohstoffpreise, die Betriebsstunden, wie auch die Investitionskosten. Die Bereitstellung von LH<sub>2</sub> ist kostengünstiger als jene von CGH<sub>2</sub>.



Die approbierte gedruckte Originalversion dieser Diplomarbeit ist an der TU Wien Bibliothek verfügbar.  
The approved original version of this thesis is available in print at TU Wien Bibliothek.

# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einleitung</b>	<b>15</b>
1.1	Stand der Technik der Wasserstoffproduktion . . . . .	17
1.1.1	Dampfreformierung von Erdgas . . . . .	17
<b>2</b>	<b>Methodik</b>	<b>21</b>
2.1	Alternative Herstellungsmöglichkeiten eines H <sub>2</sub> -reichen Produktgases . . . . .	21
2.1.1	Vergasung von Biomasse . . . . .	21
2.1.1.1	Grundlagen der Vergasung . . . . .	22
2.1.1.2	Einteilung der Vergasungsverfahren . . . . .	23
2.1.1.3	Wirbelschichtvergaser . . . . .	23
2.1.1.3.1	Zweibett-Wirbelschichtvergasung nach dem Fast Internal Circulating Fluidized Bed - Prinzips . . . . .	25
2.1.1.3.2	Zweibett-Wirbelschichtvergasung nach dem Sorption Enhanced Reforming-Prinzips . . . . .	27
2.1.2	Fermentation von Biomasse mit anschließender Reformie- rung des Biogases . . . . .	29
2.1.2.1	Biogasherstellung . . . . .	29
2.1.2.2	Reformierung des Biogases . . . . .	30
2.2	Produktgasaufbereitung und Gewinnung von hochreinem H <sub>2</sub> . . . . .	31
2.2.1	Gasaufbereitung . . . . .	31
2.2.1.1	Entschwefelung . . . . .	31
2.2.1.2	RME-Wäsche . . . . .	31
2.2.1.3	Aminwäsche . . . . .	32
2.2.1.4	Wassergas-Shift-Reaktion . . . . .	35
2.2.2	Gewinnung von Reinstwasserstoff mittels Druckwechseladsorption . . . . .	35
2.3	Wasserstoffproduktion mittels Elektrolyse von Wasser . . . . .	37
2.3.1	Alkalische Elektrolyse . . . . .	38
2.3.2	Protonen-Austausch-Membran-Elektrolyse . . . . .	39
2.4	Wasserstofflogistik . . . . .	41
2.4.1	Speicherung und Transport von H <sub>2</sub> . . . . .	41
2.4.1.1	CGH <sub>2</sub> - komprimierter gasförmiger Wasserstoff Kompression, Speicherung und Transport . . . . .	42

2.4.1.2	LH <sub>2</sub> - flüssiger Wasserstoff Verflüssigung, Speicherung und Transport . . . . .	43
2.4.2	Tankstellensysteme . . . . .	44
2.4.2.1	Tankstelle - CGH <sub>2</sub> . . . . .	44
2.4.2.2	Tankstelle - LH <sub>2</sub> . . . . .	46
2.5	Techno-ökonomische Analyse . . . . .	46
2.5.1	Ökonomische Analyse . . . . .	47
2.5.1.1	Gesamtinvestitionskosten . . . . .	47
2.5.1.2	Produktionskosten . . . . .	48
2.5.1.3	Gestehungskosten für H <sub>2</sub> . . . . .	50
<b>3</b>	<b>Ergebnisse und Diskussion</b>	<b>52</b>
3.1	Szenarien . . . . .	52
3.2	Technische Analyse . . . . .	54
3.2.1	Konzept 1: Zweibett-Wirbelschichtvergasung . . . . .	54
3.2.2	Konzept 2: SER-Prozess . . . . .	61
3.2.3	Konzept 3: Biogas Dampfreformierung . . . . .	67
3.2.4	Konzept 4: Alkalische Elektrolyse . . . . .	72
3.2.5	Konzept 5: PAM-Elektrolyse . . . . .	74
3.2.6	Referenzmethode: Erdgas Dampfreformierung . . . . .	76
3.3	Ökonomische Bewertung der Anlagenkonzepte . . . . .	81
3.3.1	H <sub>2</sub> -Gestehungskosten . . . . .	81
3.3.1.1	Sensitivitätsanalyse . . . . .	85
3.3.2	Distributionskosten . . . . .	91
3.3.3	Versorgung mehrerer Tankstellen mit CGH <sub>2</sub> -Trailern . . . . .	92
3.3.4	Versorgung mehrerer Tankstellen per Pipeline . . . . .	93
3.3.5	Versorgung mehrerer Tankstellen mit LH <sub>2</sub> -Trailern . . . . .	94
3.3.6	On-Site Versorgung mit gasförmigen oder flüssigen H <sub>2</sub> . . . . .	95
3.3.7	Bereitstellungskosten für Wasserstoff . . . . .	95
3.3.7.1	On-site Versorgung einer Tankstelle der Wiener Li- nien . . . . .	96
3.3.7.2	Versorgung von mehreren Tankstellen durch eine zentral liegende Anlage . . . . .	97
3.3.7.3	H <sub>2</sub> im Vergleich mit konventionellen Kraftstoffen . . . . .	99
<b>4</b>	<b>Zusammenfassung und Ausblick</b>	<b>100</b>
<b>A</b>	<b>Daten der chemischen Verbindungen</b>	<b>103</b>
<b>B</b>	<b>Anlagenkonzept 1: Zweibett-Wirbelschichtvergasung</b>	<b>104</b>

<b>C Anlagenkonzept 2:</b>	
<b>SER-Prozess</b>	<b>105</b>
<b>D Anlagenkonzept 3:</b>	
<b>Anaerobe Fermentation und Reformierung des Biogases</b>	<b>106</b>
<b>E Referenzmethode:</b>	
<b>Erdgas-Dampfreformierung</b>	<b>107</b>
<b>Tabellenverzeichnis</b>	<b>108</b>
<b>Abbildungsverzeichnis</b>	<b>109</b>
<b>Symbolverzeichnis</b>	<b>111</b>
<b>Abkürzungsverzeichnis</b>	<b>112</b>
<b>Literaturverzeichnis</b>	<b>114</b>



Die approbierte gedruckte Originalversion dieser Diplomarbeit ist an der TU Wien Bibliothek verfügbar.  
The approved original version of this thesis is available in print at TU Wien Bibliothek.

# 1 Einleitung

Ein großer Teil des Energiebedarfs wird zurzeit durch den Verbrauch von fossilen Rohstoffen gedeckt. Die stetige Zunahme der Weltbevölkerung, die Begrenztheit von fossilen Rohstoffen und die durch den Verbrauch von fossilen Rohstoffen entstehenden Umweltbelastungen stellen Wissenschaftler in der gesamten Welt vor eine große Herausforderung. Nicht nur die Begrenztheit der fossilen Rohstoffe, sondern auch das wachsende Umweltbewusstsein der Menschheit drängt dazu ein Weltenergiesystem zu schaffen, welches ökologisch, ökonomisch sowie nachhaltig ist.

Eine der größten Folgen des menschlichen Eingriffes in die Umwelt stellt sicherlich der Klimawandel dar. Die Einhaltung des 2°C Ziels, des Pariser Klimaabkommens, erfordert von vielen Industrieländern einen Umschwung von fossilen zu nachhaltigen Energieträgern bis 2050. Im Jahr 2017 wurden in Österreich 82,3 Mio. Tonnen CO<sub>2</sub>-Äquivalent emittiert, 3,3% mehr als 2016. Ein Grund für den Anstieg stellt der stark gestiegene Kraftstoffabsatz im Verkehr dar. Der Verkehrssektor macht mit etwa 30% einen relativ großen Anteil der ausgestoßenen Schadstoffe und Treibhausgase aus, siehe Abbildung 1.1. Vor allem die klimaverändernde Wirkung der Abgase und die lokale Schadstoffbelastung in Ballungsräumen, hervorgerufen durch die Nutzung von herkömmlichen Benzin- und Dieselfahrzeugen, stellen große Schwierigkeiten bei weiterem Mobilitätswachstum dar. Da die Mobilität zu den Grundbedürfnissen der heutigen Gesellschaft zählt, wird das kontinuierliche Verkehrswachstum langfristig aufgrund umwelttechnischer Faktoren und der Begrenztheit fossiler Rohstoffe, nicht durch herkömmliche Treibstoffe zu bewältigen sein.[64]

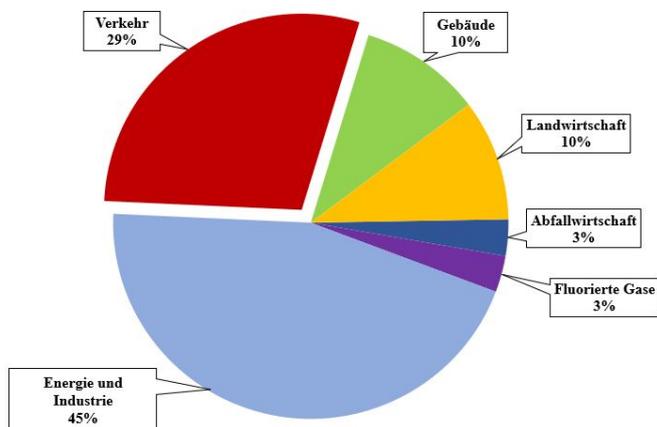


Abbildung 1.1: Anteil Treibhausgasemissionen 2017 [64]

Neben der Begrenztheit der fossilen Energieträger stellt auch die Versorgung mit jenen eine gewisse Problematik dar. Da beispielsweise Erdöl weltweit nicht gleichmäßig verteilt ist, kommt es zu Abhängigkeiten von den exportierenden Ländern. In einigen der erdölreichsten Regionen herrschen politische Instabilitäten, was eine gewisse Versorgungsunsicherheit mit sich bringt. Aufgrund der vielen Nachteile der fossilen Energieträger ist die Nachfrage nach alternativen Antriebskonzepten groß. Neben dem elektrischen Strom aus nachhaltigen Quellen, Biokraftstoffen wie Bioethanol, Biodiesel und Biogas, stellt auch Wasserstoff eine nennenswerte Alternative zu den fossilen Kraftstoffen dar.

Wasserstoff gilt als nachhaltiger und alternativer Treibstoff und kann umweltfreundlich gewonnen werden. Biowasserstoff weist mit in etwa  $142 \text{ MJ/kg}$  eine wesentlich höhere Energiedichte auf als Biomethan, Bioethanol und Biodiesel [10]. Die Anwendung in der Brennstoffzelle ist emissionsfrei, da bei der Verbrennung lediglich Wasser und vernachlässigbar geringe Mengen Stickoxide entstehen. Durch Verknüpfung mit einem elektrischen Antrieb können hohe Effizienzen erreicht werden [10]. Wasserstoff wird heutzutage großtechnisch durch die Dampfreformierung von Erdgas hergestellt. Neue Erkenntnisse über die großtechnische Produktion von klimafreundlichen Wasserstoff aus alternativen Energieträgern, vor allem Biomasse, sowie die Infrastruktur für die Speicherung und die Verteilung von Wasserstoff sind von großer Bedeutung.

Im Zuge dieser Arbeit soll eine technisch-ökonomische Analyse von verschiedenen nachhaltigen Wasserstoffproduktionswegen erstellt werden. Neben den unterschiedlichen Produktionswegen, werden auch verschiedene Distributionswege zur Verteilung des Wasserstoffs betrachtet. Einerseits eine on-site Versorgung einer Wasserstofftankstelle und andererseits die Verteilung des produzierten Wasserstoffs einer zentral liegenden Anlage über LKW oder Pipeline zu mehreren Tankstellen. Außerdem wird auch auf die Speicherung und die Verteilung des Wasserstoffs an der Tankstelle eingegangen. Als alternative Produktionswege werden die Reformation sowie die Vergasung von Biomasse und die Elektrolyse von Wasser betrachtet. Die Ergebnisse der Analyse werden der zurzeit konventionellen Wasserstoffproduktion, der Dampfreformierung von Erdgas, gegenüber gestellt.

## 1.1 Stand der Technik der Wasserstoffproduktion

Die großtechnische Wasserstoffproduktion basiert heutzutage größtenteils auf der Umwandlung von fossilen Rohstoffen. Rund 40% des weltweiten Wasserstoffbedarfs stammen aus industriellen Prozessen, wie beispielsweise der Benzinreformierung, der Ethenproduktion und der Chlor-Alkali-Elektrolyse, bei welchen Wasserstoff als Nebenprodukt anfällt. Die anderen 60% des benötigten Wasserstoffs werden großtechnisch durch die Reformierung von fossilen Kohlenwasserstoffen erzeugt.[18]

Die weitverbreiteste großtechnische Produktion von Wasserstoff stellt die Dampfreformierung von Erdgas dar. Hierbei wird das Erdgas mit Wasserdampf zur Reaktion gebracht und dabei  $H_2$  gewonnen. Neben der Dampfreformierung gibt es noch zwei weitere Technologien zur industriellen Erzeugung von  $H_2$ , die partielle Oxidation und die autotherme Reformation von Erdgas.

Bei der partiellen Oxidation wird Erdgas mit Sauerstoff zur Reaktion gebracht und zu  $H_2$ , CO sowie  $CO_2$  umgewandelt. Die autotherme Reformierung ist eine Kombination aus der endothermen Dampfreformierung und der exothermen partiellen Oxidation. Durch die Teilverbrennung des Erdgases direkt im Reaktionsraum, repräsentiert die partielle Oxidation, wird die für die endotherme Dampfreformierung benötigte Energie direkt bereitgestellt.

Da die Dampfreformierung von Erdgas von den drei großindustriellen Wasserstoffproduktionen die weitverbreiteste Technologie ist, wird sie im Zuge dieser Arbeit als Referenzmethode zu den alternativen Herstellungsmöglichkeiten herangezogen. Im folgenden Kapitel soll die Dampfreformierung näher erklärt werden.

### 1.1.1 Dampfreformierung von Erdgas

Unter Dampfreformierung versteht man prinzipiell die endotherme katalytische Umwandlung von kurzkettigen Kohlenwasserstoffen mit Wasserdampf [8]. Die Dampfreformierung ist ein Herstellungsprozess, welcher sich aus mehreren Teilprozessen zusammensetzt, welche im Folgenden näher erklärt werden. Eine genauere Funktionsbeschreibung der Gasreinigungsschritte, wie die Entschwefelung, die WGS-Einheit und die DWA-Einheit ist in Kapitel 2.2 gegeben. Die Teilschritte einer typischen Dampfreformierung sind in Abbildung 1.2 dargestellt.

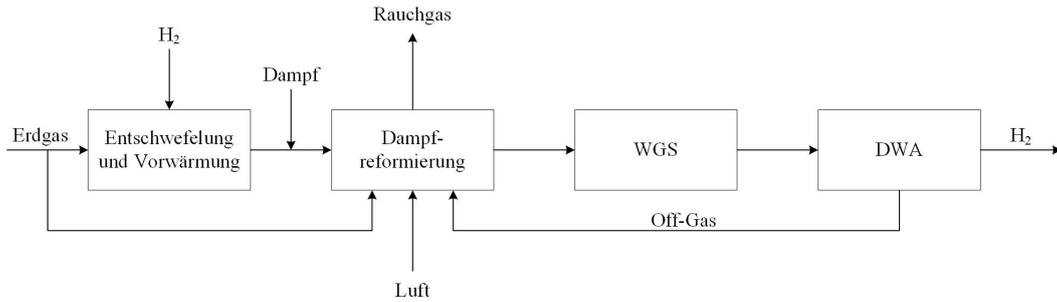


Abbildung 1.2: Fließbild einer typischen Dampfreformierung von Erdgas zur  $H_2$  Produktion

Prinzipiell wird das Erdgas mit Wasserdampf unter Verwendung eines Katalysators zu einem Synthesegas umgewandelt. Vor der Dampfreformierung erfolgt eine Entschwefelung und eine Vorwärmung des Erdgases. Durch eine anschließende Konditionierung wird das Synthesegas, welches reich an  $CO_2$ ,  $H_2$  und  $CO$  ist, aufbereitet. Die Hochtemperaturkonvertierung, die Wassergas-Shift-Reaktion, dient zur Umwandlung des Kohlenmonoxids, während durch die Druckwechseladsorptionsanlage das vorhandene  $CO_2$  abgetrennt und reiner  $H_2$  gewonnen wird. Die Anlagengrößen reichen von 1000 - 100.000  $Nm^3/h$  produzierten Wasserstoff. Mit einem Wirkungsgrad von 70-80%, ist die Dampfreformierung das effizienteste Verfahren zur Produktion von Wasserstoff. [51]

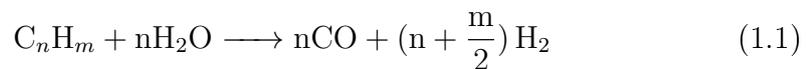
Da Katalysatoren bekanntlich sehr empfindlich auf Schwefelverbindungen reagieren, wird das Erdgas vor der Reformierung entschwefelt. Die Zusammensetzung und vor allem der Schwefelgehalt des Erdgases kann je nach Entstehungsort stark variieren. Vor der eigentlichen Entschwefelung werden die organischen Schwefelverbindungen, wie beispielsweise Mercaptane, mittels Hydrierung zu  $H_2S$  und gesättigten Kohlenwasserstoffen umgewandelt. Anschließend reagiert das  $H_2S$  bei einer Temperatur von etwa 350 bis  $400^\circ C$  auf  $ZnO$ -Betten zu Zinksulfid und Wasser. Der Schwefelgehalt des Erdgases wird dadurch auf maximal 0,1 ppm reduziert. [30],[51]

Nach der Entschwefelung wird das vorbehandelte Erdgas mit Wasserdampf gemischt und auf  $500-550^\circ C$  vorgewärmt. Anschließend gelangt das Gemisch in den Reformer, welcher meist als Feuerraum mit ausgerichteten, hochlegierten Stahlrohren im Inneren ausgeführt ist [3]. Im Inneren der Stahlrohre befindet sich der Katalysator. Bei der Reformierungsreaktion wird das Dampfgemisch bei etwa  $800-900^\circ C$  und einem Druck von 15-30 bar zu einem Synthesegas, reich an  $CO_2$ ,  $CO$  und  $H_2$ , umgewandelt. Da die Dampfreformierung eine endotherme Reaktion darstellt, werden die Stahlrohre von außen beheizt um dem System Energie zuzuführen. [51]

Meist werden für die Dampfreformierung Nickel-basierte Katalysatoren eingesetzt. Als Favorit hierbei gilt aufgrund der geringen Kosten und einer für die Reaktion ausreichende Aktivität ein Ni-Katalysator auf  $\text{Al}_2\text{O}_3$  als Trägermaterial. Neben Schwefelverbindungen können auch Koksablagerungen auf der Nickelschicht zur Deaktivierung des Katalysators führen und sind daher zu vermeiden. [30]

Bei der Dampfreformierung werden die im Erdgas enthaltenen, gasförmigen, Kohlenwasserstoffe nach Formel 1.1 umgesetzt, während Formel 1.2 die Umsetzung des Hauptbestandteils Methan beschreibt.

- Hauptreaktionen

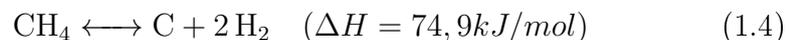


- Nebenreaktionen

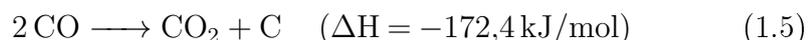
- Wassergas-Shift-Reaktion:



- Koksbildung:



- Boudouard-Reaktion:



Neben den Hauptreaktionen laufen auch einige Nebenreaktionen ab, beschrieben durch die Gleichungen 1.3 bis 1.5. Neben der Gleichung 1.4 führt auch die Boudouard-Reaktion zu einer unerwünschten Bildung von Koks auf dem Katalysator. Durch eine geeignete Wahl der Prozessbedingungen, kann die Koksbildung am Katalysator größtenteils vermieden werden. [30],[51]

Hohe Temperaturen und niedrige Drücke führen zu einer hohen Wasserstoffausbeute. Auch das Dampf/Kohlenstoffverhältnis, weiters abgekürzt mit D/K-Verhältnis, kann die Ausbeute an Wasserstoff erheblich beeinflussen. Ein höheres D/K-Verhältnis führt sowohl zu einer Erhöhung der Produktionsmenge an  $\text{H}_2$ , als auch zu einer Verringerung der Koksbildung. In der Praxis wird ein D/K-Verhältnis

von 2,5 bis 3,5 mol/mol gewählt. Bei den genannten Prozessbedingungen werden höherkettige Kohlenwasserstoffe im Erdgas im Gegensatz zum Methan nahezu vollständig umgesetzt. Für eine vollständige Umsetzung des Methans müsste das Dampf/Kohlenstoff-Verhältnis aufgrund der Lage des chemischen Gleichgewichts, um einiges höher liegen. Eine höhere Menge Wasserdampf pro mol Kohlenstoff bedeutet neben den vielen positiven Aspekten auch eine größere Energiemenge zur Dampferzeugung und somit deutlich höhere Produktionskosten. Den größten wirtschaftlichen Nutzen erhält man bei den erwähnten Prozessbedingungen und der Verwendung des nicht umgesetzten Methans, als Energielieferant zur Befeuerung des Reformers. [3],[51]

Das Synthesegas wird nach dem Reformier auf etwa  $350^{\circ}\text{C}$  abgekühlt und anschließend aufbereitet. Der Wassergas-Shift-Reaktor erhöht den  $\text{H}_2$ -Gehalt im Synthesegas. Hierzu wird  $\text{CO}$  mit Wasserdampf zu Wasserstoff und Kohlendioxid umgesetzt. Die Druckwechseladsorptions-Einheit dient als letzter Gasaufbereitungsschritt der Gewinnung von hochreinem Wasserstoff. Das neben dem Wasserstoff anfallende Adsorbat kann zur Wärmebereitstellung im Reformier verheizt werden. Da die Gasaufbereitungsschritte auch für einige der alternativen Herstellungsmöglichkeiten von  $\text{H}_2$  von Bedeutung sind, werden diese in Kapitel 3 „Produktgasaufbereitung und Gewinnung von hochreinem  $\text{H}_2$ “ näher erläutert.

## 2 Methodik

Im folgenden Methodik Kapitel werden die Möglichkeiten zur Wasserstoffproduktion, wie auch die Wasserstofflogistik für den Transport und die Verteilung von  $H_2$  beschrieben. Weiters sind auch die Methodik und Annahmen der technoökonomischen Analyse angeführt.

### 2.1 Alternative Herstellungsmöglichkeiten eines $H_2$ -reichen Produktgases

Die klimaneutrale Produktion von  $H_2$  kann beispielsweise über die Gasaufbereitung eines wasserstoffreichen Synthesegases erfolgen. Neben der Herstellung des Produktgases bilden auch die Gasreinigung, die Gaskonditionierung und die Gewinnung von reinem Wasserstoff wichtige Verfahrensschritte des Herstellungsprozesses. Auf die Aufbereitung des Produktgases und die anschließende Gewinnung von hochreinem  $H_2$  wird in Kapitel 2.2 näher eingegangen. Im folgenden Kapitel werden zwei, durch die Verwendung von Biomasse als Ausgangsstoff, umweltfreundliche Alternativen für die Herstellung von wasserstoffreichem Produktgas vorgestellt. Die vielversprechendsten Technologien stellen mit Sicherheit die Vergasung und die Fermentation von Biomasse dar.

#### 2.1.1 Vergasung von Biomasse

Unter Vergasung von Biomasse versteht man prinzipiell die thermochemische Konversion von Biomasse in ein brennbares Gasmisch. Bevor die Biomasse vergast und zu einem Produktgas umgewandelt werden kann, muss sie vorbehandelt werden. Zuerst erfolgt die Zerkleinerung der Biomasse, wodurch die Zufuhr des Brennstoffes zum Vergasungsreaktor erleichtert und die spezifische Oberfläche vergrößert wird. Da der Wassergehalt in der Biomasse den Heizwert mindert, wird die Biomasse vor der Vergasung getrocknet. Die Nutzung von im Prozess anfallender Abwärme, beeinflusst den Gesamtwirkungsgrad des Vergasungsprozesses stark positiv. Zur Vortrocknung der Biomasse werden häufig Bandtrockner, Drehrohtrockner oder Trommeltrockner verwendet, wobei durch eine kurze Verweilzeit hohe Durchsätze realisiert werden können. [31],[51]

### 2.1.1.1 Grundlagen der Vergasung

Das Ziel der thermochemischen Vergasung ist die vollständige Umsetzung des festen Brennstoffes in ein brennbares Gasgemisch, auch Produktgas genannt. Der Brennstoff wird mit einem sauerstoffhaltigen Vergasungsmittel, wie beispielsweise Luft, Sauerstoff oder Wasserdampf, unter stöchiometrischen Bedingungen teilverbrannt. Die Vergasungsreaktion setzt sich aus vier Phasen zusammen. [37]

- Phase 1 - Aufheizung und Trocknung:  
Bei Temperaturen von etwa  $200^{\circ}\text{C}$  wird die Biomasse aufgeheizt und noch enthaltenes, beziehungsweise gebundenes Wasser, desorbiert und verdampft.
- Phase 2 - Pyrolyse:  
Nach der Aufheizung erfolgt bei Temperaturen zwischen  $150$  bis  $700^{\circ}\text{C}$  die pyrolytische Zersetzung der Biomasse. Hierbei entstehen in Abhängigkeit der Prozessbedingungen (Aufheizgeschwindigkeit, Temperatur, Rohstoffeinsatz) größtenteils Pyrolyseöl, Pyrolysekoks und gasförmige Kohlenwasserstoffe. Etwa  $80$  bis  $85\%$  der festen Biomasse werden bei der pyrolytischen Zersetzung in gasförmige Produkte umgewandelt.
- Phase 3 - Oxidation:  
Die bei der Pyrolyse entstandenen Zwischenprodukte reagieren anschließend mit dem Vergasungsmittel bei Temperaturen zwischen  $700$  und  $2000^{\circ}\text{C}$  zu kleinen gasförmigen Molekülen. Die Oxidation ist eine stark exotherme Reaktion, wodurch die Energie für die endothermen Prozesse bei einer autothermen Vergasung größtenteils hier anfällt.
- Phase 4 - Reduktion:  
Während der Reduktionsphase der Vergasung wird der Großteil der brennbaren Gase gebildet. Hierbei reagieren das bei der Oxidation entstandene  $\text{H}_2\text{O}$  und  $\text{CO}_2$  mit dem Pyrolysekoks zu  $\text{CO}$  und  $\text{H}_2$ . Die Hauptkomponenten des Produktgases sind neben  $\text{H}_2$  und  $\text{CO}$  auch  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{O}$ . Das Produktgas enthält auch eine Reihe an Verunreinigungen wie Partikel, Teer-, Halogen- und Schwefelverbindungen. Wird Luft als Vergasungsmittel eingesetzt, fällt auch inertes  $\text{N}_2$  als Verunreinigung an.

### 2.1.1.2 Einteilung der Vergasungsverfahren

Die verschiedenen Vergasungsverfahren können grundsätzlich in mehreren Punkten unterschieden werden. Die häufigsten Unterscheidungsmöglichkeiten sind nachfolgend angeführt. [37]

- Art der Wärmebereitstellung: Die notwendige Energiezufuhr für die endothermen Reaktionen der Vergasung kann autotherm (interne Wärmezufuhr durch Teilverbrennung des Einsatzmaterials) oder allotherm (externe Wärmezufuhr) erfolgen.
- Art des Vergasungsmittels: Die Wahl des Vergasungsmittels hat einen starken Einfluss auf die Produktgaszusammensetzung. Als Vergasungsmittel kann Luft, Sauerstoff, Wasserdampf oder Mischungen aus Sauerstoff/Wasserdampf eingesetzt werden. Der Einsatz von Wasserdampf liefert ein sehr wasserstoff- und heizwertreiches Produktgas. Luft ist für die Wasserstoffherstellung weniger geeignet, da der Eintrag von Stickstoff ins System den Heizwert des Produktgases mindert. Die Verwendung von Sauerstoff als Vergasungsmittel ist durch die notwendige Gewinnung des Sauerstoffes mittels einer Luftzerlegungsanlage, erheblich kostspieliger als die Verwendung von Wasserdampf.
- Vergasertyp: Der Vergasungsreaktor kann als Festbettvergaser, Flugstromvergaser oder auch als Wirbelschichtvergaser ausgeführt werden. Die Vergasungsverfahren in dieser Arbeit beruhen auf der Wirbelschichtvergasung, weswegen auf Wirbelschichtvergaser im folgenden näher eingegangen wird.

### 2.1.1.3 Wirbelschichtvergaser

Im Wirbelschichtvergaser wird der Brennstoff mit einem Bettmaterial (häufig Olivin) durch die hohe Strömungsgeschwindigkeit des Vergasungsmittels fluidisiert. Die Fluidisierung führt zu einer guten Durchmischung der Reaktanden und sorgt für eine gute Wärme- und Stoffübertragung während der Vergasung. Es kann zwischen stationären und zirkulierenden Wirbelschichten, siehe Abbildung 2.1, unterschieden werden.

Bei vergleichsweise geringen Strömungsgeschwindigkeiten des Vergasungsmittels wird das Bettmaterial lediglich im Reaktor in Schwebe gehalten und sehr wenige Partikel ausgetragen. Es stellt sich somit eine stationäre Wirbelschicht ein. Eine Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit führt durch die hohen Gasgeschwindigkeiten zu einem kontinuierlichem Austrag an Bettmaterial aus dem Reaktor. Durch die Nachschaltung eines Zyklons werden Partikel abgeschieden und in den

Reaktor rückgeführt. Wirbelschichtvergaser können unter atmosphärischen Druck oder Überdruck betrieben werden. Der Vorteil einer Überdruckanlage besteht darin, dass bei gleicher Leistung die Reaktorausmaße verkleinert werden können, und das Produktgas für die weiteren Vorgänge bereits verdichtet vorliegt. Eine Wirbelschichtvergasung erreicht höhere Wirkungsgrade als ein Festbettvergaser, wird aber aufgrund seines teuren Aufbaus nur für große Anlagen verwendet. [18],[37],[51]

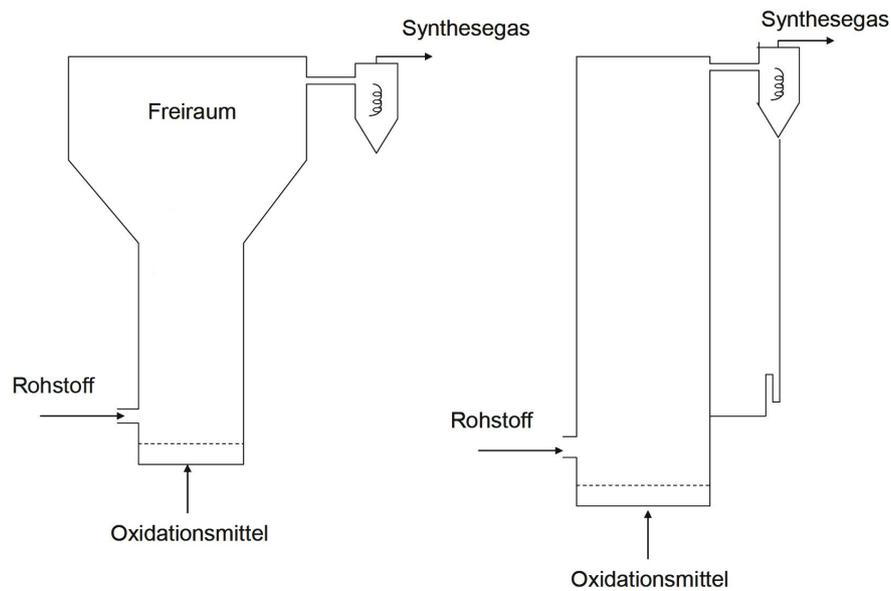


Abbildung 2.1: links: stationäre Wirbelschicht, rechts: zirkulierende Wirbelschicht [18]

Um bei der Vergasung ein hochwertiges Produktgas zu erhalten, können Kombinationen mehrerer Wirbelschichten, beispielsweise in Form sogenannter Zweibett-Wirbelschichten, realisiert werden. Da die Vergasung bekanntlich eine endotherme Reaktion darstellt, muss der Reaktion Energie, meist in Form von Wärme, zugeführt werden. In einem Zweibett-Wirbelschichtsystem wird die benötigte Energie in einer parallel zur Vergasungswirbelschicht betriebenen Verbrennungswirbelschicht erzeugt. In der Verbrennungswirbelschicht wird durch die Verbrennung von nicht vergaster Biomasse in Form von Koks, Produktgas und/oder zusätzlich zugeführtem Brennstoff die notwendige Energie für die in der Vergasungswirbelschicht ablaufende endotherme Vergasungsreaktion bereitgestellt. Ein zirkulierendes Bettmaterial dient hierbei als Wärmeträger von der Verbrennungs-, in die Vergasungszone. [37]

Im Zuge der Arbeit kommen zwei unterschiedliche ZBW-Vergasungsverfahren für die CO<sub>2</sub>-neutrale Bereitstellung von H<sub>2</sub>-reichem Produktgas zur Anwendung, welche im folgenden kurz erläutert werden.

### 2.1.1.3.1 Zweibett-Wirbelschicht nach dem Fast Internal Circulating Fluidized Bed - Prinzip

Das FICFB-Verfahren ist ein allothermes Zweibett-Wirbelschichtverfahren, welches von der Technischen Universität Wien und der AE Energietechnik entwickelt wurde. Grundlegende Idee hierbei war die räumliche Trennung der endothermen Vergasungsreaktion von der exothermen Verbrennungsreaktion mit dem Ziel ein Heizwertreiches und stickstoffarmes Produktgas zu gewinnen. Die Realisierung erfolgte über zwei gekoppelte Wirbelschichten. Abbildung 2.2 zeigt das Prinzip des Zweibett-Wirbelschichtvergasungsprozesses. [19],[20]

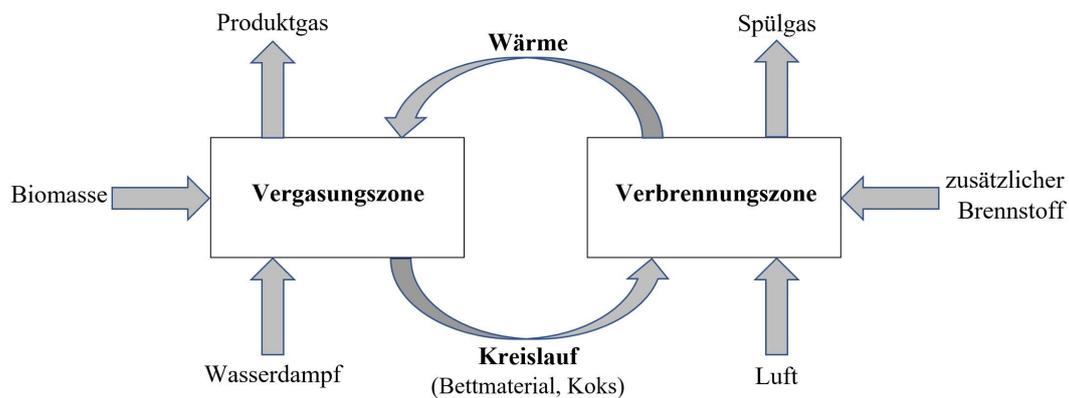


Abbildung 2.2: Prinzip der FICFB-Vergasung nach [20]

In der Vergasungszone wird die Biomasse bei Temperaturen von 850-900°C mit Dampf vergast. Die Bereitstellung der Energie für die Vergasung, erfolgt über die Verbrennung von zusätzlichem Brennstoff und des bei der Vergasung anfallenden Kokes in der Verbrennungswirbelschicht. Das zirkulierende Bettmaterial erwärmt sich in der Verbrennungszone und gibt die Wärme in der Vergasungszone wieder ab. Es entstehen zwei getrennte Gasströme, zum einen der stickstoffarme und wasserstoffreiche Produktgasstrom mit hohem Energiegehalt, und zum anderen ein gängiger Rauchgasstrom. Ein typischer Zweibett-Wirbelschichtvergasers ist in Abbildung 2.3 dargestellt. [9],[20]

Die Biomasse wird in die Vergasungszone, eine mit Dampf fluidisierte blasenbildende Wirbelschicht, eingebracht und vergast. Hierbei entsteht das qualitativ hochwertige Produktgas. Nicht vergaste Biomasse, welche als Koks in der Vergasungswirbelschicht anfällt, wird mit dem Bettmaterial über eine schräge Rinne in die Verbrennungszone geleitet. In der mit Luft fluidisierten Verbrennungswirbelschicht erfolgt anschließend die Verbrennung des Kokes. Die dabei frei werdende Energie wird der Vergasungszone über das sich in der Verbrennungszone erwärmende und zirkulierende Bettmaterial zur Verfügung gestellt. Das Bettmaterial

wandert nach der Abscheidung in einem Zyklon über einen Sifon von der Verbrennungszone wieder zurück in die Vergasungswirbelschicht. Beide Verbindungskanäle zwischen der Vergasungs- und der Verbrennungszone sind mit Dampf fluidisiert um eine Verunreinigung des Produktgases zu verhindern. [20]

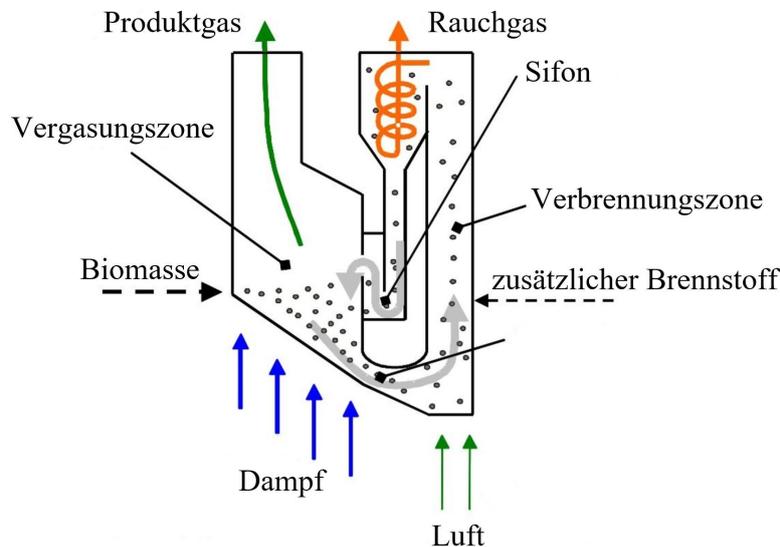


Abbildung 2.3: Schematische Darstellung Zweibett-Wirbelschichtvergaser [60]

Der Temperaturunterschied zwischen der Vergasungs- und der Verbrennungszone wird maßgeblich durch die Reaktionsenthalpie der Vergasungsreaktionen und der Zirkulationsrate des Bettmaterials bestimmt. Eine Zuspeisung eines Anteils des Produktgases in die Verbrennungswirbelschicht, soll gewährleisten, dass der Energiebedarf der Vergasung gedeckt ist und die gewünschte Temperatur von  $850^{\circ}\text{C}$  gehalten werden kann. [28],[65]

Die extremen Bedingungen, wie die hohen Temperaturen in einer Zweibett-Wirbelschicht oder die Kreislaufführung des Wärmeträgers, stellen gewisse Anforderungen an das Bettmaterial. Neben der Verfügbarkeit und den Kosten, sind auch Punkte wie die mechanische und thermische Stabilität und die Eignung zum Wärmetransport wichtige Aspekte, die bei der Auswahl des Bettmaterials eine Rolle spielen. Olivin hat sich mit seiner hohen mechanischen und thermischen Stabilität, einer guten Wärmetransportfähigkeit, einer hohen Verfügbarkeit und daher niedrigen Einkaufspreisen, als Bettmaterial für die Zweibett-Wirbelschicht durchgesetzt. Zusätzlich unterstützt das Olivin durch seine katalytische Wirkung auch die Vergasungsreaktionen und vermindert den Teergehalt im Produktgas. [52]

### 2.1.1.3.2 Zweibett-Wirbelschichtvergasung nach dem Sorption Enhanced Reforming-Prinzips

Das Prinzip des ebenfalls allothermen Sorption Enhanced Reforming-Prozesses, weiters als SER-Prozess bezeichnet, ähnelt jenem des zuvor erklärten Zweibett-Wirbelschichtverfahrens sehr. Bei der Vergasung der Biomasse nach dem SER-Verfahren zirkuliert ein reaktives Bettmaterial zwischen dem Vergasungs- und dem Verbrennungsreaktor, welches zusätzlich zur Wärmetransportfunktion auch das während der Vergasung entstehende  $\text{CO}_2$  aus dem Produktgas durch Absorption abtrennt und in die Verbrennungszone transportiert. Der Wasserstoffgehalt im Produktgas kann durch dieses Verfahren deutlich erhöht werden. Abbildung 2.4 stellt das Prinzip des SER-Prozesses schematisch dar. [63]

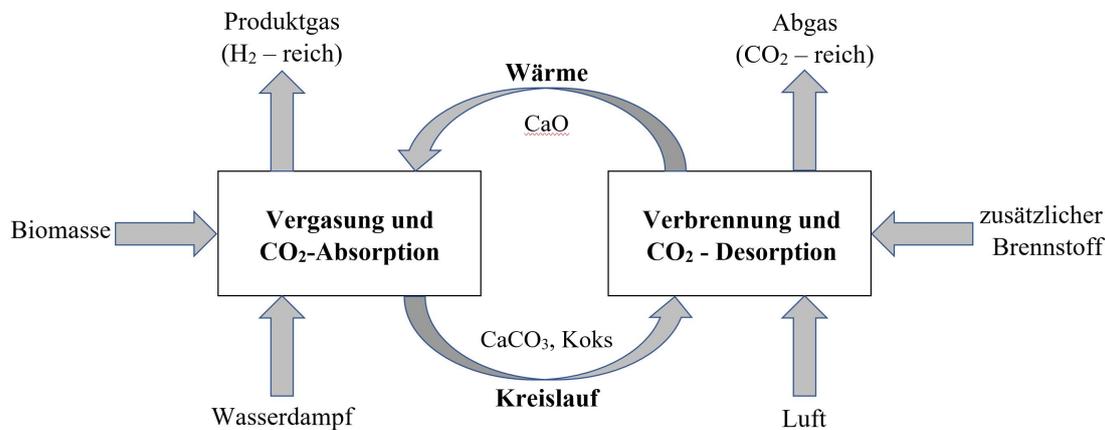


Abbildung 2.4: Prinzip des SER-Vergasung nach [53]

Die Biomasse wird nach einer entsprechenden Vortrocknung dem mit Dampf fluidisierten Vergasungsreaktor zugeführt. Bei Temperaturen von  $600\text{-}700^\circ\text{C}$  wird die Biomasse mit Kalkstein als Bettmaterial vergast. In der Vergasungswirbelschicht absorbiert das  $\text{CaO}$  durch die sogenannte Karbonatisierung das entstehende  $\text{CO}_2$  und reagiert zu Calciumcarbonat. Die Abtrennung des Kohlendioxids verschiebt das Gleichgewicht der WGS-Reaktion, der anschließenden Gaskonditionierung, auf die Seite der Produkte und ermöglicht hierdurch eine höhere Ausbeute an  $\text{H}_2$  im Gas [7]. Durch die Zirkulation des Bettmaterials wandert das Calciumcarbonat zusammen mit nicht vergastem Koks in die Verbrennungszone, wo das gebundene  $\text{CO}_2$  durch die Kalzinierungsreaktion wieder desorbiert wird.

- Karbonatisierung in der Vergasungszone:



- Kalzinierung in der Verbrennungszone:



Die Eigenschaften des  $\text{CO}_2$ -Absorbens müssen hinsichtlich der  $\text{CO}_2$ -Aufnahme in der Vergasungszone und der  $\text{CO}_2$ -Abgabe während der Verbrennung mit den Prozessbedingungen abgestimmt sein. Das Bettmaterial muss für den Einsatz im SER-Prozess einige Anforderungen erfüllen. Die mechanische Stabilität, die Selektivität bezüglich der  $\text{CO}_2$ -Abtrennung und der Feststoffumsatz stellen die wichtigsten Punkte dar. Eine hohe mechanische Stabilität sorgt für eine hohe Abriebfestigkeit des Materials, was die Staubeentwicklung während der Vergasung gering hält. Der Feststoffumsatz ist stark abhängig von der Feststoffverweilzeit, den Fluidisierungsbedingungen, der Temperatur und dem Partialdruck des Kohlenstoffdioxids. Aus genannten Gründen wird besonders Kalkstein als Bettmaterial eingesetzt. Carbonate sind nicht nur weit verbreitet und kostengünstig, sondern wirken vor allem in ihren Oxidformen katalytisch aktiv bezüglich der Teerverminderung und der Wassergas-Shift-Reaktion. [53],[59]

## 2.1.2 Fermentation von Biomasse mit anschließender Reformierung des Biogases

Die zweite nachhaltige Herstellung eines wasserstoffreichen Produktgases, ist die Reformation von Biogas. Sie unterscheidet sich nur in einigen wenigen Punkten von der Dampfreformierung von Erdgas. In einem Fermenter wird zuerst Biomasse in ein Biogas, reich an Methan und  $\text{CO}_2$ , umgewandelt, welches anschließend einem herkömmlichen Dampfreformierungsprozess zugeführt werden kann. Die Dampfreformierung ist in Kapitel 1.1.1 näher beschrieben.

### 2.1.2.1 Biogasherstellung

Die Biogaserzeugung ist ein biologischer Vorgang, bei dem viele Arten von Biomasse in ein brennbares Gas umgewandelt werden können. Typische Biomassen für die Erzeugung von Biogas sind Grünabfälle, Gülle, Abfälle der Agrarindustrie oder nachwachsende Rohstoffe wie Mais oder Rüben. Die Erzeugung von Biogas erfolgt nach einer Aufbereitung des Einsatzstoffes über eine anaerobe Vergärung der Biomasse in einem Fermenter, Abbildung 2.5. Mikroorganismen bauen organische Substanzen in einer sauerstoffreichen Umgebung zu einem wasserdampfgesättigtem Biogas ab. Biogas ist ein Gemisch aus etwa 50 bis 75% Methan, 20 bis 45%  $\text{CO}_2$ , 2 bis 3% Wasser sowie Spuren von  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{N}_2$  und  $\text{H}_2$ . Zusätzlich zum Biogas entsteht bei der Fermentierung ein Gärrest, welcher alle Nährstoffe der Ausgangsstoffe enthält und in weiterer Folge als organischer Volldünger eingesetzt werden kann.

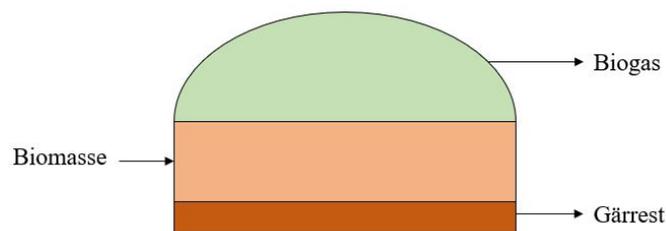


Abbildung 2.5: Schematische Darstellung eines Fermenters

Die Biogaszusammensetzung ist stark abhängig vom eingesetzten Rohstoff. Ein fettreiches sauerstoffarmes Material liefert höhere Methangehalte als beispielsweise Kohlenhydrate und Eiweiße. Prinzipiell sollte die eingesetzte Biomasse einen hohen Wasser- und einen niedrigen Ligningehalt aufweisen. Je höher der Wassergehalt des Rohstoffes ist, desto mehr  $\text{CO}_2$  kann im Wasser gelöst werden, dies steigert wiederum die Methanausbeute. Auch der Druck und die Temperatur bei welchen die Vergärung abläuft spielen eine tragende Rolle für die Produktgaszusammensetzung. Mit steigender Temperatur steigt der Kohlendioxidanteil im Biogas. Durch

einen höheren Druck kann mehr CO<sub>2</sub> im Wasser gelöst werden, wodurch wiederum der Methangehalt im Biogas steigt. Zuletzt ist auch die Verweilzeit der Biomasse im Fermenter ein Parameter, durch welchen die Biogaszusammensetzung beeinflusst werden kann. In den späteren Abbauphasen, vor allem wenn die CO<sub>2</sub>-freisetzende Säurebildung abnimmt, wird viel Methan produziert. [37]

### 2.1.2.2 Reformierung des Biogases

Nach der Fermentierung kann das Biogas fast analog zum Dampfreformierungsprozess des Erdgases zu reinem Wasserstoff umgesetzt werden. Einige kleine Unterschiede sind vor allem in der Zusammensetzung des Gases vorhanden. Biogas enthält im Gegensatz zu Erdgas viel höhere Anteile an Verunreinigungen wie H<sub>2</sub>S und CO<sub>2</sub>. Der höhere CO<sub>2</sub>-Anteil im Biogas ist zwar unerwünscht, stellt aber kein großes Problem für die Reformierung dar. Es besteht lediglich die Gefahr der sogenannten trockenen Reformierung, Gleichung 2.3, wobei es hier zu einer unerwünschten Koksbildung kommt. Durch eine erhöhte Zugabemenge an Wasserdampf kann diese Reaktion aber kontrolliert werden. [51]



Im Gegensatz zum Erdgas muss das Biogas aufgrund der höheren Verunreinigung an Schwefelverbindungen, neben der Feinentschwefelung mittels ZnO- oder Aktivkohlebetten, auch einer Grobentschwefelung unterzogen werden. Die Grobentschwefelung kann biologisch oder chemisch erfolgen. Durch Luftzugabe wird bei der biologischen Entschwefelung das H<sub>2</sub>S durch Bakterien zu elementarem Schwefel oxidiert. Dies kann direkt im Fermenter oder in einem nachgeschalteten Behälter erfolgen, wobei die externe Entschwefelung aufgrund der genauen Dosierung der Luftzufuhr zu einer höheren Reinigungsleistung führt. Die chemische Entschwefelung kann auch intern (Zugabe von Fe(II)-Salzen mit anschließender Fällung der Sulfide) oder extern (durch Adsorption an eisenhaltigen Reinigungsmassen oder Absorption in eisenhaltigen Lösungen) erfolgen. Nach der Grobentschwefelung erfolgt eine Verdichtung des gereinigten Biogases. Anschließend kann das Gas dem normalen Prozess, bestehend aus Vorwärmung, Feinentschwefelung, Reformierung, Kühlung, CO-Konvertierung und DWA, zugeführt werden. In dieser Arbeit wird zusätzlich vor der CO-Konvertierung ein Aminwäscher zur Erhöhung des Methangehaltes eingesetzt.

## 2.2 Produktgasaufbereitung und Gewinnung von hochreinem H<sub>2</sub>

Das hergestellte Produktgas enthält neben Wasserstoff auch einige Verunreinigungen wie CO<sub>2</sub>, CO, Teere, Wasserdampf oder auch Schwefelverbindungen. Eine Druckwechseladsorption ermöglicht die Gewinnung von reinem Wasserstoff. Die Ausbeute der DWA steigt mit höherem Gehalt an Wasserstoff im Produktgas. Um den Wasserstoffgehalt im Produktgas zu erhöhen, werden sämtliche Verunreinigungen durch die Aufbereitung des Produktgases entfernt oder minimiert.

### 2.2.1 Gasaufbereitung

Im folgenden Kapitel werden die Gasaufbereitungsschritte welche im Zuge dieser Arbeit verwendet werden, näher erläutert. Die Aufbereitung des Produktgases besteht aus verfahrenstechnischen Einheiten wie beispielsweise der Entschwefelung, der Aminwäsche, der CO-Konvertierung mittels der Wassergas-Shift-Reaktion oder der Biodiesel-Wäsche.

#### 2.2.1.1 Entschwefelung

Da Katalysatoren bekannterweise sehr empfindlich auf Schwefelverbindungen reagieren, wird das Produktgas vor der weiteren Aufbereitung entschwefelt. Im Reformier kommen meist Nickel-Katalysatoren zum Einsatz, welche besonders empfindlich auf Schwefelverbindungen reagieren. Vor der eigentlichen Entschwefelung werden die organischen Schwefelverbindungen, wie beispielsweise Mercaptane, mittels Hydrierung zu H<sub>2</sub>S und gesättigten Kohlenwasserstoffen umgewandelt. Anschließend reagiert das H<sub>2</sub>S bei einer Temperatur von etwa 350 bis 400°C auf ZnO-Betten zu Zinksulfid und Wasser. Der Schwefelgehalt wird dadurch auf maximal 0,1 ppm reduziert. [30],[51]

#### 2.2.1.2 RME-Wäsche

Im Produktgas können, je nach Herstellungsprozess und Prozessbedingungen, erhebliche Mengen an Teerverbindungen enthalten sein. Unter Teerverbindungen versteht man in der Verfahrenstechnik meist einen Mix aus vorwiegend zyklischen oder polyzyklischen aromatischen Verbindungen, welche bei der thermischen Biomassezersetzung, der Pyrolyse, anfallen. Laut der Vornorm DIN CEN/TS 15439 [16] stellt Teer einen Oberbegriff für die Gesamtheit aller organischen Verbindungen dar, die in dem Produktgas aus der Vergasung vorliegen, mit der Ausnahme gasförmiger Kohlenwasserstoffe (C<sub>1</sub> bis C<sub>6</sub>). Der brennstoffspezifische Teergehalt im

Produktgas kann während der Vergasung durch die richtige Wahl einiger Reaktionsbedingungen verringert werden. Reaktionsbedingungen wie lange Verweilzeiten, ein katalytisch wirkendes Bettmaterial, hohe Vergasungstemperaturen und Dampf als Vergasungsmittel können einen hohen Teeranteil im Produktgas vorbeugen. [47],[50]

Die Entfernung des Teers aus dem Produktgas erfolgt über Wäscher mit Biodiesel (Rapsölmethylester - RME) als Waschmittel. RME zeigt im Vergleich zu anderen Waschmedien eine sehr gute Abscheiderate von Teer aus dem Produktgas. Das Gas wird auf etwa  $50^{\circ}\text{C}$  abgekühlt, wodurch Wasserdampf- und Teerbestandteile, welche sich im RME lösen, auskondensieren. Ein Kondensator sorgt nach dem Waschturm für die Auftrennung des Zweiphasengemisches, RME (verunreinigt mit Teer) und Wasser. Beide Phasen können während des Prozesses wiederverwendet oder entsorgt werden. Während das Wasser in einem Dampferzeuger zu Vergasungsmittel umgesetzt und wiederverwendet wird, erfolgt die Entstörung der organischen Phase in der Verbrennungseinheit der Zweibettwirbelschicht. [37],[47],[50]

### 2.2.1.3 Aminwäsche

Zur Entfernung von  $\text{CO}_2$  aus dem aufzubereitenden Produktgasstrom wird die altbekannte Technik eines Aminwäschers, aufgrund seiner technisch und kommerziellen Verfügbarkeit, eingesetzt. Das Produktgas gerät in Kontakt mit einer wässrigen Aminlösung, wobei die Amine mit dem  $\text{CO}_2$  lösliche Salze bilden. Die Aminlösung kann anschließend in einem Stripper regeneriert und als Absorbens wiederverwendet werden. Der Einsatz von Aminwaschlösungen bietet neben erheblichen Vorteilen, wie einer hohen  $\text{CO}_2$ -Selektivität, auch einige Nachteile wie das korrosive Verhalten der basischen Aminlösungen, Schaumbildung oder aber auch die mögliche Bildung unlöslicher Salze. In Abbildung 2.6 ist der verfahrenstechnische Prozess der Aminwäsche vereinfacht dargestellt. [25],[39]

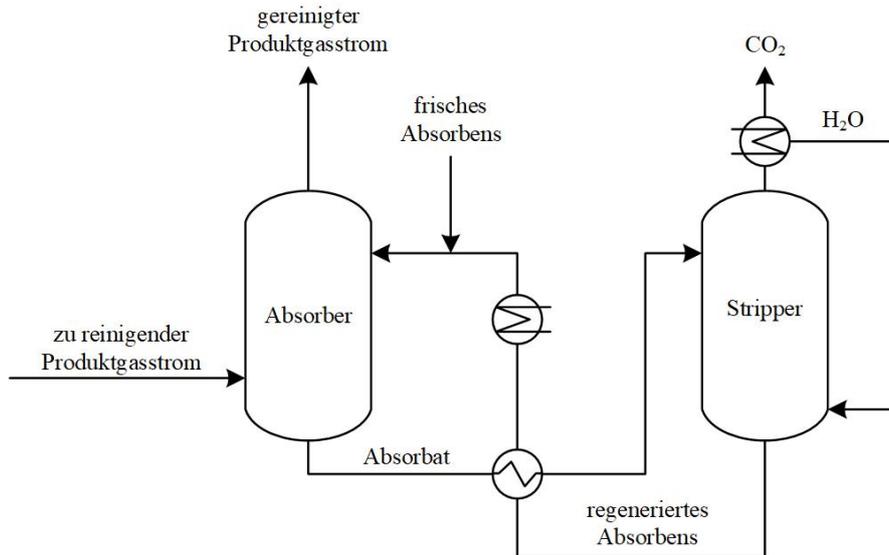


Abbildung 2.6: Schematische Darstellung des Aminwäscheprozesses [15]

Der zu reinigende Produktgasstrom wird im Absorber, meist ausgeführt als Füllkörper- oder Bodenkolonnen, mit der wässrigen Aminlösung im Gegenstrom in Kontakt gebracht.  $\text{CO}_2$  und mögliche vorhandene Spuren von  $\text{H}_2\text{S}$  reagieren mit den Aminen zu löslichen Salzen und gelangen hierbei von der Gasphase in die flüssige Phase. Im Absorber herrscht aufgrund der exothermen Reaktion eine Temperatur von  $40\text{-}60^\circ\text{C}$ . Am Kopf der Absorberkolonne erfolgt der Abzug des gereinigten Produktgases. Die  $\text{CO}_2$  angereicherte Aminlösung (Absorbat) wird vorgewärmt und gelangt zur Regeneration in die Stripperkolonne. Die Regeneration des Absorbens benötigt während des  $\text{CO}_2$ -Wäscheprozesses den größten Energieanteil [55]. Hierbei wird das Absorbat im Sumpf der Kolonne bei  $100\text{-}160^\circ\text{C}$  zum Sieden gebracht, wobei der entstehende Wasserdampf als Strippdampf fungiert und das  $\text{CO}_2$  aus der Aminlösung entfernt. Das Gasgemisch, bestehend aus Wasserdampf und  $\text{CO}_2$  wird am Kopf der Stripperkolonne abgezogen, das Wasser durch Kühlung auskondensiert und in die Regenerationsapparatur rückgeführt. Die regenerierte Aminlösung (Absorbens) wird mittels Wärmetauscher zur Vorwärmung des Absorbats vor der Stripperkolonne verwendet, gekühlt und in den Absorber rückgeführt. Bei der Regeneration ist eine teilweise Verdampfung der Aminlösung nicht zu verhindern, weswegen kontinuierlich zur regenerierten Aminlösung frisches Absorbens zugegeben wird. [15],[21],[39]

Typische Waschmittel für die chemische Absorption von  $\text{CO}_2$  waren schon in den dreißiger Jahren wässrige Aminlösungen. An die Waschlösungen sind Anforderungen, wie eine hohe Selektivität für  $\text{CO}_2$ , hohes Absorptionsvermögen, gute Regenerierbarkeit oder aber auch eine geringe Tendenz zur Bildung irreversibler chemischer Verbindungen zwischen Waschlösung und den Gaskomponenten, gestellt.

Die am häufigsten eingesetzten Waschlösungen in der Aminwäsche sind Monoethanolamin (MEA), Diethanolamin (DEA) und Methyldiethanolamin (MDEA). Der CO<sub>2</sub>-Abscheidegrad ist neben des Absorptionsvermögens des Waschmittels, auch von der Konzentration des Kohlenstoffdioxids im zu reinigenden Gas abhängig. MEA erreicht von den angeführten Waschlösungen den größten Abscheidegrad, benötigt aber dementsprechend die meiste Energie zur Regeneration. Um die Regenerationsenergie herabzusetzen wird mittlerweile meist Methyldiethanolamin mit Piperazin als Katalysator, zur Erhöhung der Reaktionsgeschwindigkeit, eingesetzt. Das sogenannte aktivierte MDEA (aMDEA) erreicht den selben Abscheidegrad von CO<sub>2</sub> wie MEA bei niedrigerer Regenerationsenergie. [39],[41],[46]

In Tabelle 2.1 sind die festgesetzten Parameter für den Aminwäscher, welche zur Berechnung der Massen- und Energieströme benötigt werden, und entsprechende Literaturdaten laut [39] dargestellt. Es wurde eine niedrigere CO<sub>2</sub>-Abscheidegrad des Aminwäschers, als in [39] angegeben, gewählt. In anderen Literaturstellen wie [42] oder [12] sind Abscheideraten von >90% beziehungsweise 99% für CO<sub>2</sub> angegeben. Aufgrund dessen wurde der Abscheidegrad niedriger gewählt als in [39].

Tabelle 2.1: Betriebsparameter der CO<sub>2</sub>-Wäsche mit aMDEA

	Daten zur Berechnung	Literaturdaten[39]
Abscheidegrad	98%	99,5 - 99,8%
Regenerationsenergie	2,4 MJ/kg absorbiertes CO <sub>2</sub>	1,4 - 4 MJ/kg absorbiertes CO <sub>2</sub> (4 MJ/kg für MEA)
Temperatur Absorber	50°C	40 - 65°C
Temperatur Stripper	120°C	100 - 160°C

### 2.2.1.4 Wassergas-Shift-Reaktion

Um bei der großindustriellen Wasserstoffproduktion (Dampfreformierung von Erdgas) die Wasserstoffausbeute nach der Reformierung zu erhöhen, dient eine Wassergas-Shift-Einheit. Auch der H<sub>2</sub>-Gehalt des Produktgases, welches bei der Biomassevergasung entsteht, kann durch die WGS-Reaktion erhöht werden. Die WGS-Reaktion (2.4) ist eine reversible, exotherm ablaufende Reaktion, bei der Kohlenmonoxid mit Wasserdampf zu Wasserstoff und Kohlendioxid umgesetzt wird. Niedrige Temperaturen erhöhen die H<sub>2</sub>-Ausbeute, da das chemische Gleichgewicht auf der Seite der Edukte liegt. Bei höheren Temperaturen ist die Reaktion kinetisch begünstigt, aber aufgrund des thermodynamischen Gleichgewichts in der Wasserstoffproduktion begrenzt. [3],[50]



In der Industrie wird die WGS-Reaktion entweder über einstufiges oder ein zwei Stufen System, üblicherweise Festbettreaktoren mit unterschiedlichen Katalysatoren für ökonomische Reaktionsgeschwindigkeiten, ausgeführt. Die erste Stufe, die sogenannte Hochtemperatur-Shift (HTS), setzt auf eine schnelle Kinetik der WGS-Reaktion bei limitierter CO-Umsetzung. Bei Eintrittstemperaturen von 350-550°C in den adiabten Reaktor, ausgestattet mit Fe/Cr-Katalysatoren, findet eine CO-Reduktion von 3-75% auf 2-5% (bezogen auf trockenes Gas) statt. Um den CO-Gehalt weiter zu reduzieren, wird das Gas abgekühlt und mit etwa 200°C in die Niedertemperatur-Shift (NTS) geleitet. Die in der NTS verwendeten Cu/Zn-Katalysatoren bilden mit den vorherrschenden niedrigeren Temperaturen vorteilhafte Gleichgewichtsbedingungen für hohe CO-Umsätze. Ein CO-Gehalt nach der WGS im Produktgas von 0,1-0,3% ist laut Literatur üblich. [29],[39],[50]

## 2.2.2 Gewinnung von Reinstwasserstoff mittels Druckwechseladsorption

Die Druckwechseladsorption (DWA) ist ein physikalisches adsorptives Aufbereitungsverfahren und dient zur Abtrennung des produzierten Wasserstoffs. Das Prinzip der DWA beruht auf dem spezifischen Adsorptionsverhalten verschiedener Gasbestandteile auf einer Feststoffoberfläche. In der Wasserstoffproduktion stellt die DWA die Stand der Technik Methode zur Gewinnung von hochreinem Wasserstoff dar, und erreicht aufgrund der kommerziellen Verfügbarkeit eine große Einsatzbreite, wie beispielsweise die Luftzerlegung, die Biogasaufbereitung und die H<sub>2</sub>-Produktion. [37],[56]

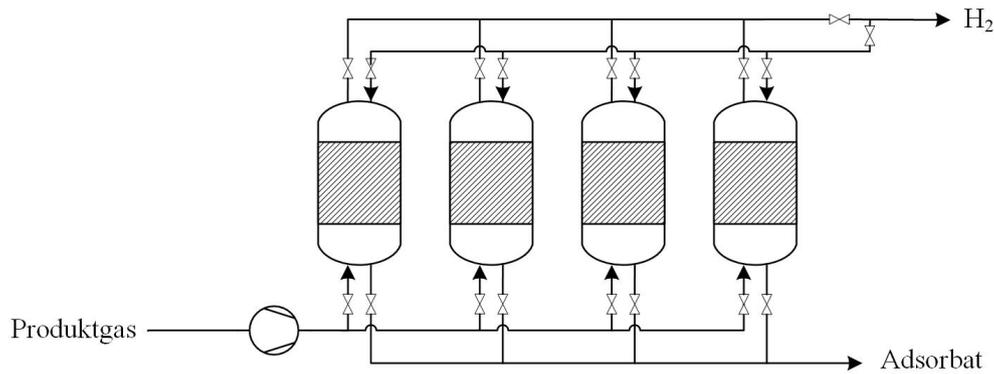


Abbildung 2.7: Prozessdarstellung der DWA [37]

Die Verunreinigungen des wasserstoffreichen Produktgases werden selektiv an microporösen oder mesoporösen Feststoffadsorbentien gebunden, wobei die Interaktion zwischen dem Gas und dem Adsorbent abhängig von den unterschiedlichen Gaskomponenten ist. Abhängig von der zu gewinnenden Gaskomponente können die Adsorbentien (beispielsweise Aktivkohle, Zeolithe, Silicagele oder Aluminiumgele) variieren. Für die Wasserstoffgewinnung stellt Aktivkohle ein geeignetes Adsorptionsmittel dar. [30]

Das Produktgas besteht größtenteils aus den Komponenten  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$  und  $\text{H}_2$ , wobei die Adsorptionsstärke der genannten Gaskomponenten von links nach rechts sinkt.  $\text{CO}_2$  wird demnach am stärksten und  $\text{H}_2$  am schwächsten an der Aktivkohle gebunden. Da die Adsorptionskolonnen bei voller Beladung durch Desorption regeneriert werden, ist lediglich ein diskontinuierlicher Betrieb möglich, weswegen die industrielle Ausführung der DWA, beispielhaft in Abbildung 2.7 dargestellt, meist aus mehreren in Serie geschalteten Adsorptionskolonnen besteht. Das Produktgas wird komprimiert und in die Adsorptionskolonne eingeleitet, in welcher Verunreinigungen wie  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  und  $\text{CH}_4$  an der Aktivkohle adsorbieren. Der Reingasstrom kann  $\text{H}_2$ -Reinheiten von 90-99,999% aufweisen [56]. Ist das Adsorptionsmittel einer Kolonne vollbeladen, wird die Desorption durch Druckabsenkung eingeleitet. Das so entstehende Restgas mit den Hauptbestandteilen an  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$  und Restmengen an  $\text{H}_2$  kann thermisch in Reformern oder Vergasern verwertet werden. Die Ausbeute an Wasserstoff liegt je nach Anlagenausführung bei etwa 70 bis 95%, wobei sie sich indirekt proportional zur geforderten Reinheit von  $\text{H}_2$  verhält. Ist ein hoher Reinheitsgrad an Wasserstoff erwünscht, kann die Ausbeute geringer ausfallen. [18],[30],[39]

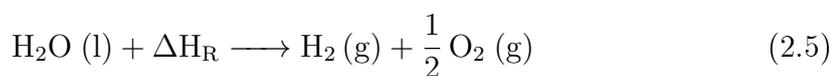
Im Zuge der Arbeit wurde für die Druckwechseladsorption eine Abscheiderate für reinen Wasserstoff von 85% gewählt.

## 2.3 Wasserstoffproduktion mittels Elektrolyse von Wasser

Neben den vorgestellten thermo-chemischen Methoden Wasserstoff klimaneutral herzustellen, existiert auch eine elektrische Methode, die Elektrolyse von Wasser, eine seit über 100 Jahren bekannte und in der Industrie angewendete Technologie zur Erzeugung von hochreinem Wasserstoff. Etwa 4% des produzierten Wasserstoffs werden derzeit weltweit mittels Wasserelektrolyse hergestellt. Dieser geringe Prozentsatz liegt vor allem an den höheren Gestehungskosten des elektrolytisch hergestellten  $H_2$  als aus Erdgas gewonnenem  $H_2$ . [27]

In einer Elektrolysezelle wird Wasser durch elektrische Energie, also durch elektrischen Strom, in chemische Energie in Form von Wasserstoff und Sauerstoff umgewandelt. Verwendet man zur Elektrolyse „grünen“ Strom aus erneuerbaren Energien, erhält man durch die Wasserelektrolyse den emissionsfreien Energieträger Wasserstoff, der bei weiterer Umwandlung in thermische oder elektrische Energie keine Emissionen freisetzt, es entsteht lediglich Wasser. [27]

Die Wasserzersetzung besteht aus zwei Teilreaktionen, welche durch einen ionenleitenden Elektrolyten getrennt sind. An der negativen Elektrode, der Kathode, entsteht Wasserstoff und an der positiven Elektrode, der Anode, Sauerstoff. Die Gleichung 2.5 stellt die Gesamtreaktion der Elektrolyse von Wasser dar. Für die Zerlegung von 1 *mol* Wasser benötigt man unter Standardbedingungen ( $25^\circ C$ , 1 bar) eine Reaktionsenthalpie von  $\Delta H_R = 285,9 \text{ kJ/mol}$ , was der Bildungsenergie von flüssigem Wasser entspricht. Um Wasser durch Elektrolyse in  $H_2$  und  $O_2$  zersetzen zu können, müssen also diese  $285,9 \text{ kJ/mol}$  in Form von rein elektrischer oder thermischer und elektrischer Energie zugeführt werden. [8],[27]



Die zwei bedeutendsten Elektrolyseverfahren stellen die alkalische Elektrolyse (flüssiger, basischer Elektrolyt) und die Protonen-Austausch-Membran Elektrolyse (polymerer Festelektrolyt) dar.

### 2.3.1 Alkalische Elektrolyse

Die alkalische Elektrolyse ist sehr weit verbreitet und ein kommerzielles Verfahren um Wasser in seine Komponenten Wasserstoff und Sauerstoff zu spalten. Grundsätzlich konsumiert ein alkalischer Elektrolyseur bei Anlagengrößen von 10 bis 500  $m^3/h$  Wasser, 4,1 bis 4,5  $kWh/m^3$   $H_2$  und erreicht einen energetischen Wirkungsgrad zwischen 60 und 88%. [45]

Vor der eigentlichen Elektrolyse des Wassers, muss das Wasser aufbereitet werden, da sich andernfalls Verunreinigungen auf den Elektroden niederschlagen können. Vor allem Komponenten wie Magnesium, Calcium und Chlorid gehen an den Elektroden unerwünschte Nebenreaktionen ein. Die Wasseraufbereitung umfasst eine Filtrierung, eine Entgasung und eine Entsalzung. Abbildung 2.8 zeigt das Prinzip der alkalischen Elektrolyse. Die Elektrolysezelle besteht aus einer Anode, einer Kathode und einem Diaphragma. In der konventionellen Elektrolysezelle bestehen die Elektroden aus perforierten Blechen mit einer möglichst porösen Oberfläche, welche die Wanderung von Ionen ermöglicht. Beide Halbzellen sind mit einem alkalischen Elektrolyten, im Normalfall wässriger Kalilauge mit einer Konzentration von 20-40%, geflutet und durchströmt. [61]

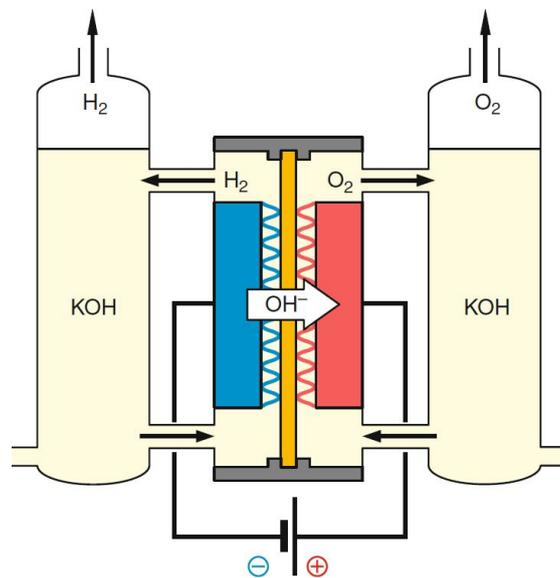
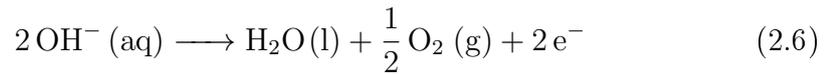


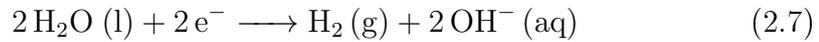
Abbildung 2.8: Prinzip der alkalischen Elektrolyse [45]

Bei der alkalischen Elektrolyse wird das  $H_2O$  typischerweise an der Kathodenseite zugeführt, an welcher  $H_2$  und  $OH^-$ -Ionen entstehen. In weiterer Folge durchqueren die  $OH^-$ -Ionen die mikroporöse oder anionenleitende Membran und bilden auf der Anodenseite  $O_2$  und  $H_2O$ . Die Teilreaktionen der alkalischen Wasserelektrolyse sind in den Gleichungen 2.6 und 2.7 angeführt. [61]

- Anodenreaktion:



- Kathodenreaktion:



### 2.3.2 Protonen-Austausch-Membran-Elektrolyse

Die Protonen-Austausch-Membran-Elektrolyse, weiters PAM-Elektrolyse, ist neben der AEL eine weitere Elektrolysemethode zur Spaltung von Wasser. Die PAM-Elektrolyse verwendet anstelle der Kalilauge eine Protonenaustauschmembran als Elektrolyt. Dies macht ein einfacheres Design und eine höhere Betriebssicherheit möglich. Der polymere Festelektrolyt dient außerdem als Katalysatorträger und als Separator der Reaktionsgase. Meist werden protonenleitende Folien aus Perfluorsulfonsäurepolymeren eingesetzt, wie beispielsweise Nafion<sup>®</sup> von DuPont. [38],[45]

Die Membranen der PAM-Elektrolyse sind ein wenig gasdurchlässig und lösen geringfügig H<sub>2</sub> und O<sub>2</sub>. Bei hohen Stromdichten neigt die Membran stärker zur Gaspermeation. Dennoch sind H<sub>2</sub> Reinheiten von 99,99% erreichbar. Temperaturen von 100°C oder mehr schaden der mechanischen Stabilität der Membran und trocknen diese aus. [45]

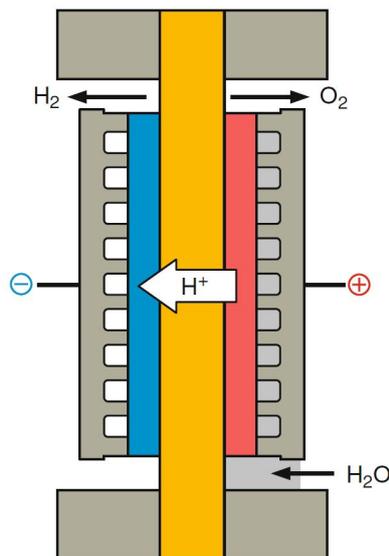
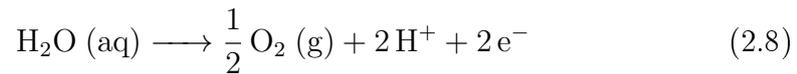


Abbildung 2.9: Prinzip der PAM-Elektrolyse [45]

Abbildung 2.9 zeigt das Prinzip der PAM-Elektrolyse. Bei der sauren PAM-Elektrolyse wird das Wasser typischerweise an der Anodenseite der Elektrolysezelle zugeführt. Das  $\text{H}_2\text{O}$  wird in seine Bestandteile zerlegt, es entsteht Sauerstoff und  $\text{H}^+$ -Ionen, welche über die protonenleitende Festelektrolytmembran zur Kathodenseite der Elektrolysezelle wandern, wo sie zu  $\text{H}_2$  reduziert werden. Die Teilreaktionen der PAM Wasserelektrolyse sind in den Gleichungen 2.8 und 2.9 angeführt. [45],[61]

- Anodenreaktion:



- Kathodenreaktion:



## 2.4 Wasserstofflogistik

Die Wasserstofflogistik von der Erzeugung bis hin zur Abgabe an den Kunden, umfasst die Produktion, die Konditionierung, den Transport, die Speicherung wie auch die Betankung. Um den Wasserstoff als Kraftstoff zur Verfügung zu stellen, muss ein Konzept zur Verdichtung beziehungsweise der Verflüssigung und Zwischenspeicherung am Produktionsort sowie auch zur Verteilung zu den Tankstellen vorhanden sein.

Im Zuge dieser Arbeit wird die Wasserstoffverteilung auf drei Arten betrachtet. Die Verteilung per Pipeline, und die flüssige wie auch die gasförmige Verteilung des Wasserstoffs per LKW. Abbildung 2.10 zeigt die Systemgrenze der Wasserstoffdistribution.

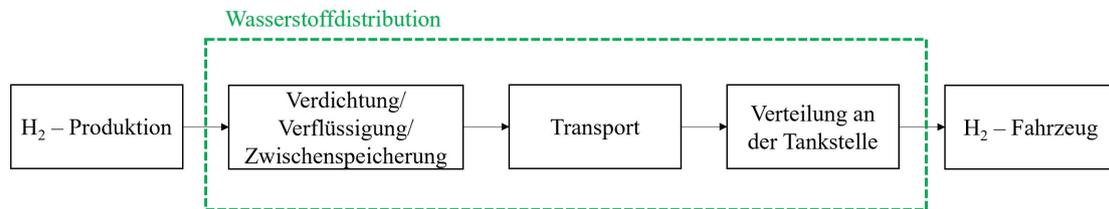


Abbildung 2.10: Systemgrenze der Wasserstoffdistribution

Da die Wasserstoffdistribution bei der ökonomischen Betrachtung eine große Rolle spielt, wird in den folgenden Kapiteln kurz auf die Themen der Wasserstofflogistik eingegangen.

### 2.4.1 Speicherung und Transport von H<sub>2</sub>

Die Wasserstofflogistik, hier vor allem die Speicherung und der Transport, wird stark durch die physikalischen und chemischen Eigenschaften von Wasserstoff beeinflusst. Der Energieinhalt von Wasserstoff ist mit 120 MJ/kg, im Gegensatz zu Diesel und Benzin mit in etwa 45 MJ/kg, sehr hoch. Jedoch besitzt H<sub>2</sub> eine sehr geringe volumetrische Energiedichte von nur 0,01 MJ/Liter, welche für eine praktische Handhabung und vor allem für die Nutzung als Kraftstoff, erhöht werden muss. [23]

Wasserstoff bietet die Möglichkeit in zwei verschiedenen Aggregatzuständen, gasförmig und flüssig, gespeichert und transportiert zu werden. Die entsprechenden physikalischen Speicherverfahren sind somit die Kompression (CGH<sub>2</sub>) und die Verflüssigung (LH<sub>2</sub>). Außerdem sind an die Verteilung und die Speicherung von Wasserstoff unterschiedliche Druckanforderungen an die unterschiedlichen Verteilungsmöglichkeiten gekoppelt. Die Distribution per Pipeline erfordert in etwa einen Druck von 30 bar, wohingegen die Trailer zum Transport von gasförmigen H<sub>2</sub> einen Druck von 500 bar benötigen. Transportierter, tiefgekühlter Wasserstoff wird bei Druckbedingungen von etwa 1 bar ausgeliefert. Die gegenwärtig existierenden Wasserstofftankstellen bieten zu 90% eine gasförmige Betankung von Wasserstoff an, lediglich 10% stellen Flüssig-H<sub>2</sub> zur Verfügung. [3],[23]

#### 2.4.1.1 CGH<sub>2</sub> - komprimierter gasförmiger Wasserstoff Kompression, Speicherung und Transport

Die Nutzung von CGH<sub>2</sub> als Kraftstoff erfordert, abhängig vom Tanksystem des Fahrzeuges, Drücke von 350 oder 700 bar. Aufgrund der höheren volumetrischen Energiedichte von 4,8 MJ/Liter bei 700 bar Tankdruck, wandert der Trend mittlerweile zum höheren Druckniveau. Mittels Kompressoren welche als Kolben-, Membran-, oder Hydraulikkompressoren ausgeführt sein können, erfolgt die mehrstufige Verdichtung mit Zwischenkühlung des Wasserstoffs mit einer Effizienz von etwa 80% nach der Produktion. [3],[23]

Die Wasserstoffspeicherung kann stationär oder mobil erfolgen, wobei die mobile Speicherung für die Nutzung als Kraftstoff einen gewissen Vorteil mit sich bringt. In sogenannten CGH<sub>2</sub>-Tube-Trailern, kann der Wasserstoff bei Drücken von 500 bar, in mehreren gebündelten Druckgasflaschen, direkt durch eine Kompression nach der Produktion befüllt und anschließend zur Belieferung einer Tankstelle ausgesandt werden. Die Druckgasflaschen-Trailer dienen an der Tankstelle als Zwischenspeicher, und werden laufend durch einen vollen Trailer ausgetauscht. [23],[31]

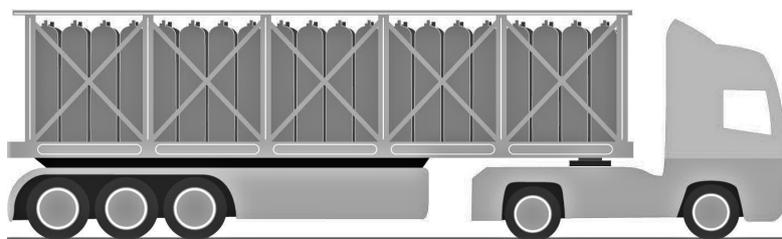


Abbildung 2.11: Schematische Darstellung eines CGH<sub>2</sub>-Trailers

Mit einer Dichte von etwa  $33 \text{ kg/m}^3$  des komprimierten Gases können je nach Auslegung des Trailers heutzutage zwischen 500 und 1100 kg Wasserstoff bei einem Druck von 500 bar in den Druckgasflaschen transportiert werden.[23]

Neben dem Transport von gasförmigen Wasserstoff per LKW, ist ebenfalls eine Verteilung über ein Pipelinesystem bei Drücken von 30 bis 120 bar, wie auch bei Erdgas, möglich. Die Einspeisung des Wasserstoffs in die Transportpipeline erfolgt direkt an der Produktionsstätte, wodurch hier ein Zwischenspeicher aufgrund des hohen Speicherpotentials der Pipeline entfällt. Der Kompressionsaufwand an der Produktionsstätte ist für den Transport per Pipeline, aufgrund der niedrigeren erforderlichen Drücke um einiges geringer als jener per Trailer, jedoch ist anschließend an der Tankstelle eine höhere Verdichtung notwendig. [3],[31]

Da die Errichtung eines Pipelinesystems hohe Anfangsinvestitionskosten erfordert, rentiert sich diese Transportmöglichkeit mit höchster Wahrscheinlichkeit lediglich bei einer flächendeckenden und großmaßstäblichen Nutzung von Wasserstoff. Dennoch gibt es die Möglichkeit kleinere lokale und regionale Netze aufzubauen, welche in Zukunft mit einem Großnetz verbunden werden können. [23]

Wasserstoff-Pipelines verbinden gegenwärtig nur großindustrielle Wasserstoffproduzenten wie auch großindustrielle Wasserstoffverbraucher. Die Firma Air Liquide betreibt für diesen Zweck beispielsweise in Nordfrankreich, Niederlande und Belgien ein Pipeline-System mit einer Länge von 966 km. Wasserstoff kann somit risikolos, wie auch Erdgas, in Stahlpipelines ohne nennenswerte Verluste transportiert werden. [67]

#### **2.4.1.2 LH<sub>2</sub> - flüssiger Wasserstoff** **Verflüssigung, Speicherung und Transport**

Ein großer Vorteil von flüssigen Wasserstoff ist die größere Transportmenge per LKW. Mit einer Dichte von in etwa  $71 \text{ kg/m}^3$ , können bei einem Tankvolumen von  $50 \text{ m}^3$  nahezu 3,5 Tonnen Wasserstoff mit einer LKW-Lieferung transportiert werden. Dies macht den Transport von LH<sub>2</sub> über weite Strecken attraktiver als jenen von CGH<sub>2</sub>. [23]

Zur Verflüssigung muss H<sub>2</sub> auf etwa  $-253^\circ\text{C}$  über mehrere Stufen abgekühlt werden. Zu erwähnen ist hier aber, dass der Energieaufwand für die Verflüssigung in etwa ein Drittel der Energie entspricht, die aus dem verflüssigtem H<sub>2</sub> gewonnen werden kann. Außerdem muss zur Verflüssigung von H<sub>2</sub> dreimal mehr Energie aufgewendet werden, als zur Kompression von gasförmigen Wasserstoff auf 700 bar.

Ein weiterer Nachteil der Speicherung von flüssigem Wasserstoff ist die aufwendige Dämmung der Speichertanks um das Verdampfen beim Erwärmen des flüssigen Wasserstoffs in Grenzen zu halten. Durch die Erwärmung des  $H_2$  kommt es zu einer Druckerhöhung im Tank, welche ein Ablassen von Gas erfordert. Heutige Systeme sind mittlerweile so optimiert, dass durch dieses sogenannte „boil-off“ keine wesentlichen Verluste auftreten. [3],[23],[27]

## 2.4.2 Tankstellensysteme

Eine Wasserstofftankstelle setzt sich aus den Anlagenteilen für die Anlieferung, die Speicherung, wie auch die Betankung zusammen. Die Anlagenteile unterscheiden sich stark, je nachdem ob flüssiger oder gasförmiger Wasserstoff an der Tankstelle angeboten wird.

### 2.4.2.1 Tankstelle - $CGH_2$

Das Konzept einer  $CGH_2$ -Tankstelle beruht darauf, dass der Wasserstoff in verdichteter Form in einem Hochdruckspeicher gespeichert ist und während des Tankvorgangs nur noch in den Drucktank des Fahrzeuges umgefüllt wird. Die Hauptkomponenten belaufen sich auf ein Verdichtersystem, einen Hochdruckspeicher und die Zapfsäule. [31]

Der Tankdruck eines mit Wasserstoff betriebenen Fahrzeuges wird mit 700 bar angenommen. Somit muss der angelieferte Wasserstoff, unabhängig von der Anlieferung per LKW oder per Pipeline, noch auf den geforderten Tankdruck verdichtet werden. Abbildung 2.12 zeigt eine schematische Darstellung einer  $CGH_2$ -Tankstelle, welche per Druckgasflaschen-Trailer beliefert wird.

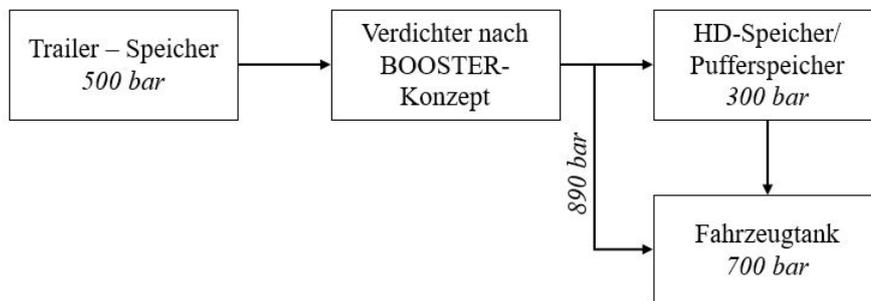


Abbildung 2.12: Schematische Darstellung einer  $CGH_2$ -Tankstelle mit LKW-Versorgung [31]

Die Speicherung des  $H_2$  erfolgt im angelieferten Trailer bei einem Druckniveau von 500 bar an der Tankstelle. Durch einen Verdichter nach dem Booster-Konzept wird der Wasserstoff auf den erforderlichen Tankdruck des Fahrzeuges von 700 bar komprimiert. Bei der Schnellbetankung von gasförmigen  $H_2$  erwärmt sich dieser im Fahrzeugtank bis auf  $85^\circ C$ . Somit ist ein erhöhter Befülldruck erforderlich, um nach dem Abkühlen des Wasserstoffs auf  $15^\circ C$  dennoch den geforderten Betriebsdruck im Tank zu erhalten. Wird noch ein erforderlicher Druckunterschied berücksichtigt, sodass der Wasserstoff in den Tank strömt, ist eine Verdichtung auf etwa 890 bar für einen Tankdruck von 700 bar notwendig. [17],[34]

Die Belieferung der Tankstelle per Pipeline, ändert die notwendigen Anlagenteile nur geringfügig. Abbildung 2.13 zeigt die schematische Darstellung einer Tankstelle für gasförmigen  $H_2$ , welche per Pipeline versorgt wird.

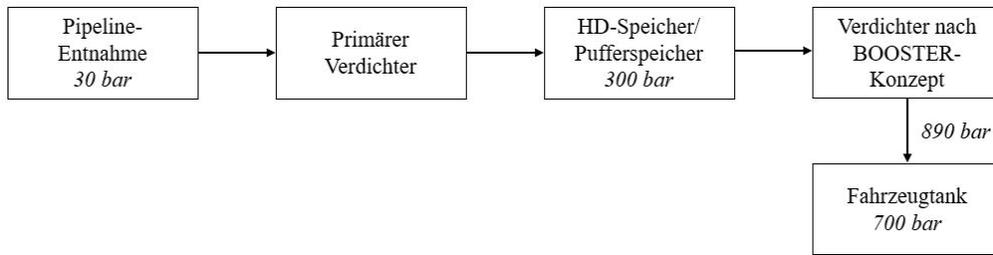


Abbildung 2.13: Schematische Darstellung einer  $CGH_2$ -Tankstelle mit Pipeline Versorgung

Der Druck in der Pipeline wird mit 30 bar angenommen. Der geringere Anfangsdruck für die Kompression, macht einen Primärkompressor vor dem Hochdruckspeicher notwendig. Die Hochdruckspeicher werden grundsätzlich, in mehreren Speicherbänken ausgeführt, wodurch eine zeitgleiche Einspeisung und Entnahme aus dem Speicher möglich ist. Über ein Booster-Konzept erfolgt die schlussendliche Kompression auf 890 bar zum Betanken des Fahrzeuges. [31]

### 2.4.2.2 Tankstelle - LH<sub>2</sub>

Für LH<sub>2</sub>-Tankstellen können grundsätzlich die gleichen Anlagenkonzepte wie jene der konventionellen Tankstellen angewendet werden. Die Hauptkomponenten der Tankstelle sind, wie auch bei der Betankung von Benzin oder Diesel, der Speicher des flüssigen Wasserstoffs und die Zapfsäule. Ein Tankzyklus für die Betankung von LH<sub>2</sub> dauert laut [17] in etwa 2 Minuten, wobei eine Menge von 100 Liter H<sub>2</sub> getankt wird.

Wie zuvor erwähnt, ist für die Verflüssigung von Wasserstoff dreimal soviel Energie notwendig, wie für die Verdichtung auf 700 bar. Der Aufwand des Transportes und der Verteilung von Flüssigwasserstoff ist aber durch die erhöhte Transportmenge und den unkomplizierten Aufbau einer Tankstelle wesentlich geringer. Vergleicht man die Tankstellenkonzepte für LH<sub>2</sub> und CGH<sub>2</sub>, lässt sich grundsätzlich sagen, dass der Aufwand der Wasserstofflogistik an der Tankstelle für den gasförmigen Wasserstoff um einiges höher ist als jener für LH<sub>2</sub>. Dies kompensiert ein wenig den hohen Energieaufwand, welcher für die Verflüssigung von H<sub>2</sub> benötigt wird. [6],[17]

## 2.5 Techno-ökonomische Analyse

Für die techno-ökonomische Analyse werden fünf Konzepte zur Wasserstoffproduktion betrachtet. Die technische Analyse erfolgt über die Ermittlung von Massen- und Energieströmen verschiedener Anlagenkonzepte, wie auch der Erstellung von Sankey-Diagrammen zur graphischen Darstellung der Massenbilanzen wie auch der chemischen Energieströme. Die Konzepte sind in Tabelle 2.2 angeführt. Außerdem gibt die Tabelle eine Übersicht über die verwendete Literatur zur Berechnung der Massen- und Energieströme für die verschiedenen Anlagenkonzepte.

Tabelle 2.2: verwendete Simulationsergebnisse zur Berechnung der Massen- und Energieströme

Anlagenkonzept	Literaturstellen und Daten
Zweibett-Wirbelschichtvergasung	[39] Daten Anhang S.104
Sorption-enhanced-Reforming	[54] Daten Anhang S.105
Anaerobe Fermentation	[28] und Simulationsergebnisse Anhang S.106
Alkalische Elektrolyse	[28]
PAM-Elektrolyse	Siemens „Silyzer 200“ [4]
Dampfreformierung von Erdgas	Simulationsergebnisse Anhang S.107

## 2.5.1 Ökonomische Analyse

Die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der unterschiedlichen klimaneutralen Bereitstellungskonzepte von Wasserstoff wird in drei Schritten durchgeführt und basiert auf Ansätzen aus „Engineering Economics and Economic Design for Process Engineers“ von Thane Brown [57]. Nach der Schätzung der Gesamtinvestitions- und Produktionskosten, wurden die H<sub>2</sub>-Gestehungskosten ermittelt. Anschließend zeigt eine Sensitivitätsanalyse den Einfluss von ausgewählten Faktoren auf die Gestehungskosten.

### 2.5.1.1 Gesamtinvestitionskosten

Die Gesamtinvestitionskosten ( $INV$ ) für eine Anlage setzen sich aus den Investitionsausgaben ( $CAPEX$ ) und den Inbetriebnahmekosten ( $SUEX$ ) zusammen und werden wie folgt berechnet [57].

$$INV = CAPEX + SUEX = CAPEX \cdot (1 + 10\%) \quad (2.10)$$

Die Investitionsausgaben (englisch: CAPEX = capital expenditure), wurden mit Hilfe mehrerer Literaturstellen abgeschätzt. Die betreffenden Literaturstellen werden in Tabelle 3.7 für die einzelnen Konzepte angegeben. Die Anpassung der Investitionsausgaben auf die unterschiedlichen Anlagengrößen erfolgte mit der Formel 2.11. Alle Investitionskosten welche nicht dem Basisjahr 2018 der Betrachtung entsprachen, wurden mit dem CEPI (chemical engineering plant cost index) der Berechnungsjahre mittels der Formel 2.12 an das Betrachtungsjahr angepasst.

$$\frac{CAPEX_1}{CAPEX_2} = \left( \frac{\text{Anlagenkapazität 1}}{\text{Anlagenkapazität 2}} \right)^m \quad (2.11)$$

$$\frac{CAPEX_1}{CAPEX_2} = \frac{CEPI_1}{CEPI_2} \quad (2.12)$$

Den zweiten Anteil zur Berechnung der Gesamtinvestitionskosten stellen die Inbetriebnahmekosten (englisch: SUEX für start-up expenses) dar. Diese werden auf 10% der Investitionsausgaben (CAPEX) geschätzt [57]. Da es sich bei [57] um Berechnungen in sehr frühen Phasen eines Projektes handelt, in welchen nur wenige Konstruktionsdetails bekannt sind, geben diese nur Größenordnungen an. Die Schätzungen der Investitionskosten sind aufgrunddessen mit einer Unsicherheit von -30% bis +50% behaftet. Für die Sensitivitätsanalyse wird eine Schwankungsbreite von -25% bis +25% angenommen.

### 2.5.1.2 Produktionskosten

Zusätzlich zu den Investitionskosten, werden für die wirtschaftliche Betrachtung der Konzepte auch die Produktionskosten (englisch: OPEX für operating expenditures) benötigt und geschätzt. Die Produktionskosten werden in detaillierte Schätzungen und in mit Faktoren behaftete Schätzungen unterteilt. Die detaillierten Schätzungen wurden mit den aktuellen Preisen aus dem Jahr 2018 für Rohmaterialien und Strom und den sich aus den Massen- und Energieströme ergebenden Strömen, berechnet.

Tabelle 2.3: Übersicht der Produktionskosten [57]

Produktionskosten - detaillierte Schätzungen		
		Berechnungsgrundlage
Rohmaterialien	Biomasse	Massen- und Energieströme
Personalkosten für Anlagenbediener	Gehälter vor Steuern	Anlagendaten
Betriebsmittel	alle weiteren Material- und Energieströme um die Anlage betreiben zu können	Massen- und Energieströme
Abschreibung		laut Gleichung 2.13
Produktionskosten - faktorbehaftete Schätzungen		
Sozialleistungen	Personalkosten ausgenommen Gehälter (Sozialversicherung, Pensionsvorsorge etc.)	30% der Kosten für Betriebspersonal
Führungspersonal	Gehälter und Sozialleistungen für Führungsebene	10% der Kosten für Personal
Labor	Gehälter und Sozialleistungen und Kosten für Messinstrumente und Zubehör	10% der Kosten für Betriebspersonal
Instandhaltung	Gehälter und Sozialleistungen; Ersatzteile; Wartungsverträge etc.	6% von CAPEX
Versicherungen und Steuern	Steuern ausgenommen Einkommenssteuer; sämtliche Versicherungen	3% von CAPEX
Betriebsstoffe (Verbrauchsmaterial)	Schmiermittel, Filtermittel, Verbrauchsmaterialien	3% von CAPEX
Anlagengemeinkosten	Gehälter und Sozialleistungen für Personalwesen, Buchhaltung; Medizinische Abteilung; etc.	1% von CAPEX

Tabelle 2.3 gibt eine Übersicht über die Produktionskosten. Außerdem werden detaillierte und faktorbehaftete Schätzungen als solche gekennzeichnet. Um eine bessere Vorstellung darüber zu erhalten, welche Kosten die einzelnen Bereiche enthalten, sind weiters auch Beispiele in der Tabelle angegeben. Die Abschreibung wurde als linear angenommen und kann mit Gleichung 2.13 berechnet werden. [57]

$$\text{Abschreibung} = \frac{CAPEX}{\text{Lebensdauer}} \quad (2.13)$$

Die Kosten der Material- und der Energieströme wurden mit Hilfe der spezifischen Preise der einzelnen Materialien und dem Strompreis, welche in Tabelle 2.4 eingesehen werden können, berechnet.

Tabelle 2.4: Spezifische Preise für Materialien und Strom

	Preis pro Einheit	Quelle
Erdgas	0,036 EUR/kWh	[13]
Hackgut	0,086 EUR/kg	[35]
Maissilage	0,037 EUR/kWh	[28]
Strom ZBW, SER, AF	0,098 EUR/kWh	[14]
Strom AEL, PAM	0,054 EUR/kWh	[14]
RME	1100 EUR/kg	[39]
CaO	0,150 EUR/kg	[39]
Olivin	0,090 EUR/kg	[39]
Entsorgungsstrom	0,090 EUR/kg	[39]
Frischwasser	0,002 EUR/kg	[22]

### 2.5.1.3 Gesteuerungskosten für H<sub>2</sub>

In diesem Kapitel werden die einzelnen Konzepte ökonomisch bewertet und einander gegenüber gestellt. Für die ökonomische Analyse wurden für alle Konzepte folgende Annahmen getroffen.

Tabelle 2.5: Annahmen bezüglich der Anlage für die ökonomische Betrachtung

	Werte	Einheit
Anzahl der Mitarbeiter	6	
Gehalt pro Mitarbeiter	50000	EUR/a
jährliche Betriebsstunden ( $t$ )	8000	h/a
Lebensdauer der Anlage ( $n$ )	20	a
Steuer	25%	
Abzinsung ( $i$ )	10%	

Für die Kapitalwertberechnung wurden die jährlichen Produktionsstunden ( $t$ ) mit 8000 Stunden und die Lebensdauer ( $n$ ) der Anlage mit 20 Jahren angenommen. Eine Einkommensteuer von 25% ist für Österreich typisch. Die Berechnung der liquiden Mittel vor Steuern (Cashflow vS), Formel 2.14, basiert auf der Grundlage der Produktionskostenschätzung im vorherigen Kapitel.

$$\text{Cashflow vS} = \text{Umsatz (UMS)} - \text{OPEX} \quad (2.14)$$

Mittels dem Cashflow vor Steuern, der Abschreibung und dem Steuersatz kann anschließend der Cashflow nach Steuern (Cashflow nS) ermittelt werden. Die Berechnung wird in Formel 2.15 dargestellt.

$$\text{Cashflow nS} = \text{Cashflow vS} \cdot (1 - \text{Steuersatz}) - \text{Abschreibung} \quad (2.15)$$

Die durchgeführte ökonomische Analyse basiert auf dem Kapitalwert, welcher mit Formel 2.16 berechnet wurde. In die Berechnung fließen der Cashflow nach Steuern, der Abzinsung ( $i$ ), die Lebensdauer ( $n$ ) und die Investitionskosten ein. Durch die Annahme KW gleich Null, können die spezifischen Verkaufspreise für Wasserstoff berechnet werden.

$$\text{Kapitalwert (KW)} = \text{Cashflow nS} \cdot \frac{(1+i)^n - 1}{i \cdot (1+i)^n} \quad (2.16)$$

Die spezifischen Investitionskosten ( $INV_s$ ) wie auch die spezifischen Produktionskosten ( $OPEX_s$ ) wurden für die einzelnen Anlagenkonzepte nach Formel 2.17 beziehungsweise 2.18 berechnet und beinhalten die Gesamtinvestitionskosten oder die gesamten Produktionskosten laut Tabelle 2.3, wie auch die produzierte Menge an  $H_2$ .

$$INV_s = \frac{INV}{n \cdot t \cdot \dot{m}(H_2) \cdot LHV(H_2)} \quad (2.17)$$

$$OPEX_s = \frac{OPEX}{t \cdot \dot{m}(H_2) \cdot LHV(H_2)} \quad (2.18)$$

Zuletzt wurden die spezifischen Gesamtkosten der jeweiligen Anlagenkonzepte über die Summe der spezifischen Investitionskosten und der spezifischen Produktionskosten errechnet.

$$GK_s = INV_s + OPEX_s \quad (2.19)$$

Eine Sensitivitätsanalyse zeigt darüber hinaus den Einfluss von einigen Faktoren auf den Verkaufspreis des Wasserstoffs. Die variierenden Parameter sind die jährlichen Betriebsstunden, die Investitionskosten, der Preis der Biomasse beziehungsweise der Strompreis, die Anzahl der Mitarbeiter und die Effizienz der Produktion von Wasserstoff.

## 3 Ergebnisse und Diskussion

Im folgenden Kapitel werden die Ergebnisse der techno-ökonomischen Analyse dargestellt und diskutiert. Nach der Beschreibung der gewählten Szenarien der Wasserstoffbereitstellung an den Tankstellen, erfolgt die Darstellung der Ergebnisse der technischen Analyse gefolgt von den Ergebnissen der ökonomischen Betrachtung.

### 3.1 Szenarien

Im Zuge dieser Arbeit werden zwei Szenarien der Wasserstoffversorgung von Tankstellen betrachtet. Anfangs stellte sich die Frage welchen Bedarf an Wasserstoff die Anlagen täglich abdecken müssen. Da es nur schwer möglich ist genaue Daten (gefahrre Kilometer in Wien, Verbrauch und Tankzyklen) der privaten Verkehrsteilnehmer in Wien zu ermitteln, wurde für die tägliche Produktionsleistung der Anlagen die Annahme getroffen, dass ein Teil der Busflotte der Wiener Linien mit  $H_2$  betrieben wird. Aus den Daten einer von den Wiener Linien veröffentlichten Broschüre [33] konnte mit der Annahme eines Wasserstoffverbrauches von 12 kg pro 100 km, ein täglicher Wasserstoffbedarf von 13 125 kg für eine Betriebsgarage, welche 125 Busse umfasst, ermittelt werden. Dies entspricht einem täglichen Produktionsoutput von 18 MW  $H_2$ .

Szenario 1, Abbildung 3.1, soll demnach eine „on-site“ Versorgung einer Tankstelle für die Busflotte darstellen. Eine Anlage mit 18 MW  $H_2$ -Output versorgt direkt eine Tankstelle für die Busflotte des öffentlichen Wiener Verkehrsnetzes. Es wird also davon ausgegangen, dass sich die Produktionsstätte in unmittelbarer Nähe der Tankstelle befindet und daher keine Versorgungspipeline beziehungsweise keine Versorgung per LKW erforderlich ist.

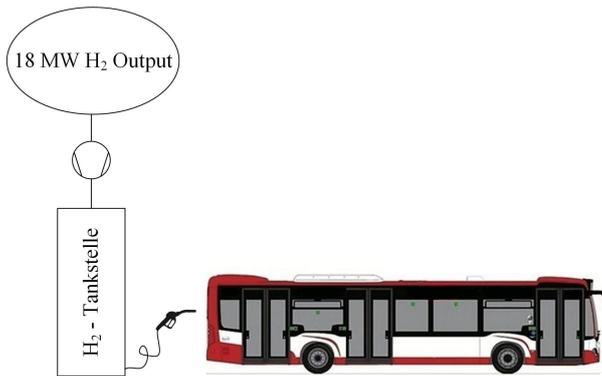


Abbildung 3.1: Szenario 1 - „on-site“ Versorgung

In Szenario 2 werden wie üblich mehrere Tankstellen für den privaten PKW-Verkehr mit dem gleichen Output einer zentral liegenden Anlage beliefert. Hierbei soll in etwa ersichtlich werden, wieviele PKWs über diesen Weg versorgt werden können. Wird von einem Tankvolumen von fünf Kilogramm  $H_2$  pro PKW ausgegangen, können mit einem Output von 18 MW, 2625 Autos pro Tag mit Wasserstoff versorgt werden. Bei einer mittleren Tankstellengröße von 500 kg/d ist es möglich etwa 26 Tankstellen täglich zu beliefern. Abbildung 3.2 zeigt eine schematische Darstellung dieses Szenarios. Die Verteilung des Wasserstoffs von der Anlage zu den Tankstellen kann per Trailer (gasförmig oder flüssig) oder per Pipeline erfolgen.

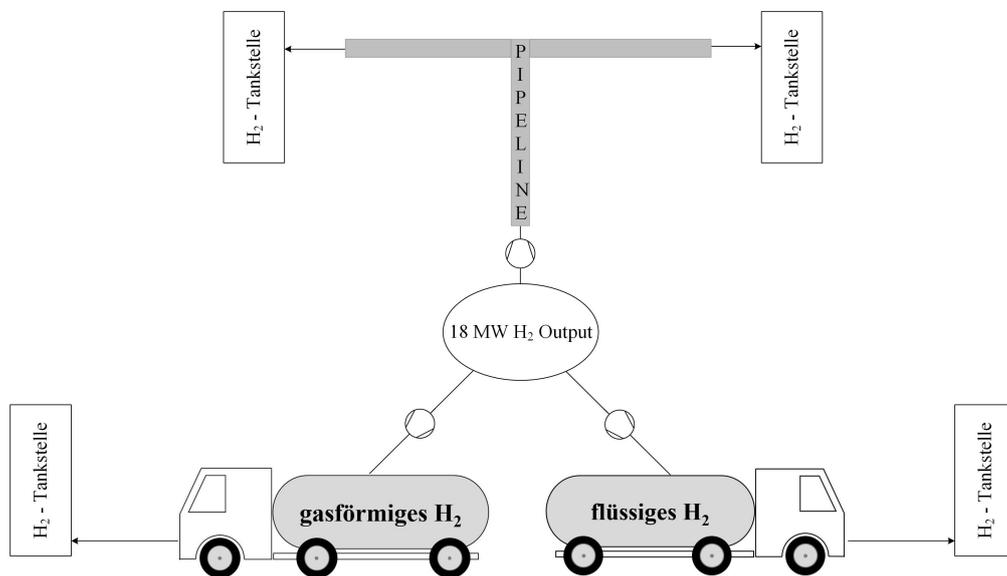


Abbildung 3.2: Szenario 2 - Versorgung über eine zentrale Anlage

Im folgenden Kapitel werden die verschiedenen Anlagenkonzepte dargestellt und technisch wie auch ökonomische bewertet. In der ökonomischen Bewertung werden nicht nur die unterschiedlichen Wasserstoffgestehungskosten berechnet, sondern auch auf die Kosten der verschiedenen Verteilungswege der beiden Szenarien eingegangen.

## 3.2 Technische Analyse

Im folgenden Kapitel werden fünf alternative Konzepte zur umweltfreundlichen  $H_2$ -Produktion vorgestellt. Die Massen- und Energieströme der Anlagenkonzepte wurden basierend auf Literatur oder selbst erstellten Simulationen berechnet. Die wichtigsten Eckdaten zur Berechnung werden im Anhang ab S.103 angeführt. Um die verschiedenen Produktionsprozesse miteinander vergleichen zu können wird anschließend eine ökonomische Bewertung aller Konzepte durchgeführt, wobei die konventionelle  $H_2$ -Produktion durch Dampfreformierung von Erdgas als Referenzmethode dient.

### 3.2.1 Konzept 1: Zweibett-Wirbelschichtvergasung

Im ersten Konzept wird der Wasserstoff über eine Zweibett-Wirbelschichtvergasung mit Dampf als Vergasungsmittel hergestellt. Das Konzept basiert auf der Dissertation von Michael Kraussler „Evaluation of dual fluidized bed biomass gasification plants generating electricity, valuable gases, and district heat“ [39]. Abbildung 3.3 zeigt das Grundfließbild des Anlagenkonzeptes 1.

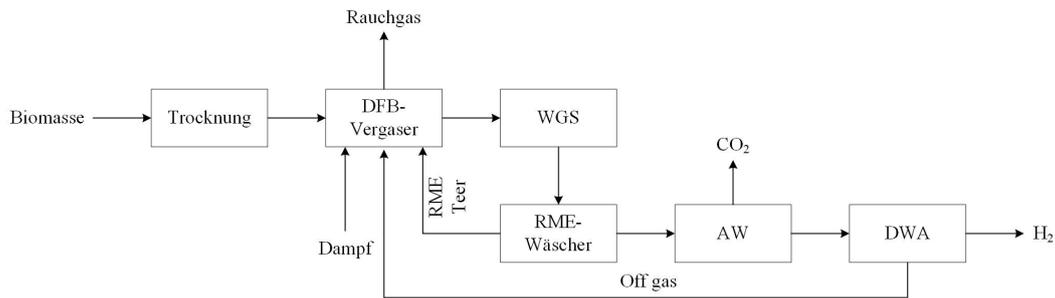


Abbildung 3.3: Grundfließbild Anlagenkonzept 1, ZBW-Vergasung

Die Daten wurden aus [39] entnommen, zur Berechnung der Massen- und Energieströme auf 18 MW  $H_2$ -Output angepasst und auf S.104 aufgelistet. In Tabelle 3.1 sind die wichtigsten Anlagendaten, Massen- und Energieströme angeführt.

Tabelle 3.1: Anlagendaten, Massen- und Energieströme der ZBW-Vergasung

Input		
Anlagenkapazität	53	MW
Biomasse (trocken)	10573	kg/h
HW Hackgut(trocken)	18,2	MJ/kg
Wassergehalt Hackgut	40	%
elektrische Energie	4214	kW
RME	103	kg/h
CaO	73	kg/h
Olivin	97	kg/h
Frischwasser	1838	kg/h
Output		
H <sub>2</sub>	540,1	kg/h
H <sub>2</sub>	18	MW
Wasserstoffproduktionsrate	51	kg H <sub>2</sub> / kg Hackgut (trocken)
Entsorgungsstrom	239	kg/h
Anlagendaten		
Abscheidegrad Aminwäscher	98	%
H <sub>2</sub> Rückgewinnung der DWA	85	%

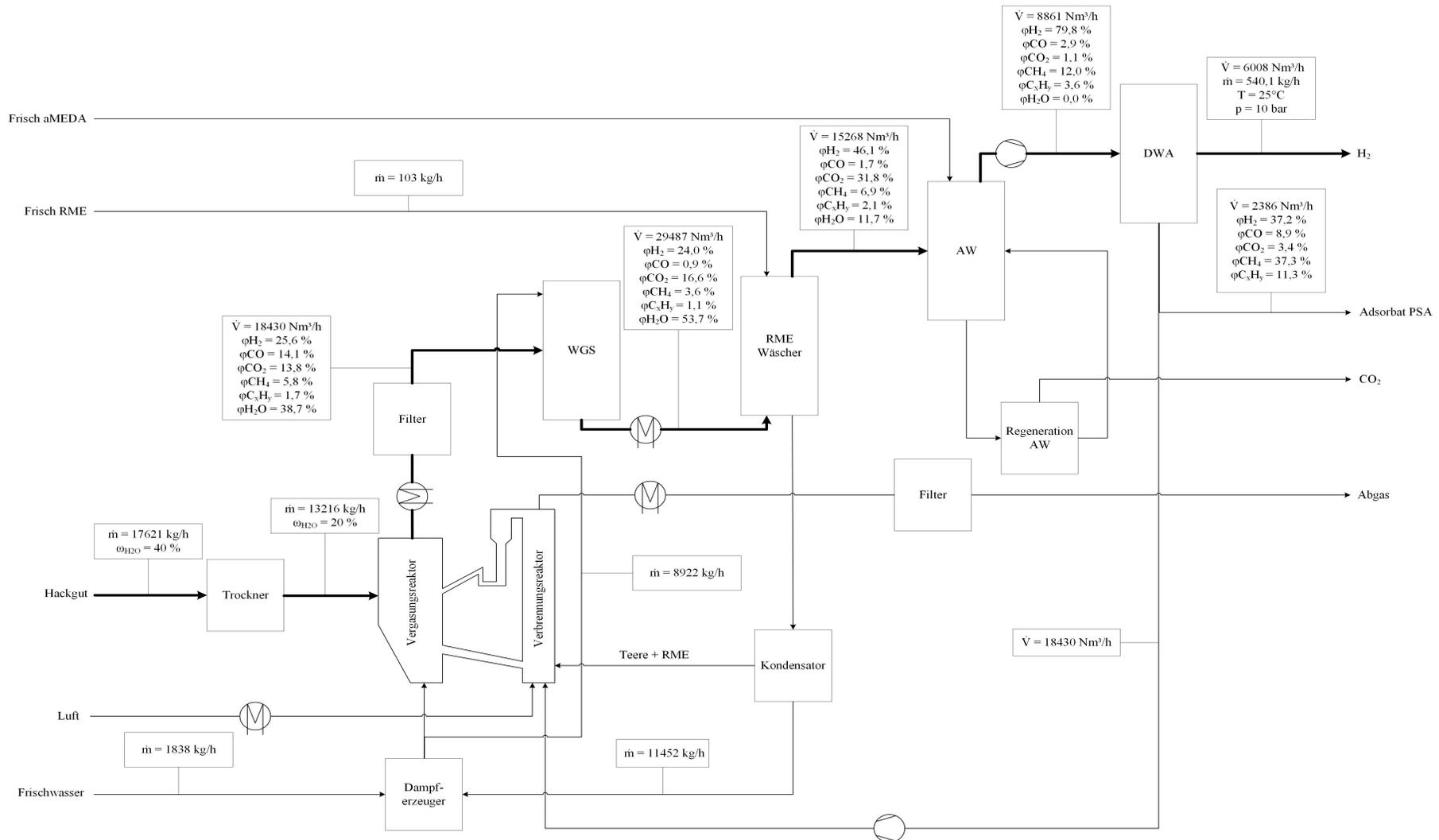


Abbildung 3.4: Prozessdesign Zweibett-Wirbelschichtvergasungsprozess

In der Trocknungseinheit werden die angelieferten Holzhackschnitzel ( $w_{\text{H}_2\text{O}} = 40\%$ ) auf einen Wassergehalt von 20% getrocknet und anschließend in der Zweibett-Wirbelschicht mit Wasserdampf bei  $850^\circ\text{C}$  vergast. Es entsteht ein Produktgas reich an  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$  und  $\text{H}_2\text{O}$ . Das Produktgas wird nach der Vergasung gekühlt, gefiltert und dem Wassergas-Shift-Reaktor mit einer Eintrittstemperatur von  $356^\circ\text{C}$  zugeführt. Im Wassergasshift-Reaktor erfolgt die Umsetzung von  $\text{CO}$  und  $\text{H}_2\text{O}$  zu  $\text{H}_2$  und  $\text{CO}_2$ . Im darauffolgenden RME-Wäscher werden kontinuierlich kondensiertes Wasser und Teere aus dem Gas entfernt. Um das mit den Teerverbindungen verschmutzte RME in der Verbrennungswirbelschicht als Wärmeeintrag und das kondensierte Wasser zur Dampferzeugung zu nutzen, erfolgt in einem Kondensator die Trennung der beiden Phasen. Die Hauptbestandteile des Produktgases sind nach diesem Reinigungsschritt  $\text{H}_2$  und  $\text{CO}_2$ . Da die Effizienz der DWA maßgeblich vom Wasserstoffgehalt des zugeführten Gases abhängt, passiert das Produktgas vor der DWA einen Aminwäscher. Zur Erhöhung des Wasserstoffgehaltes erfolgt im AW die Abscheidung von 98% des vorhandenen  $\text{CO}_2$ . Im Aminwäscher wird eine aMDEA-Lösung als Waschlösung verwendet, welche nach dem Absorptionsvorgang thermisch regeneriert wird. Durch den hohen  $\text{H}_2$ -Gehalt von 77% im aufbereiteten Produktgas kann in der DWA reiner  $\text{H}_2$  mit einer Effizienz von 85% gewonnen werden.

Insgesamt werden 17621 kg/h Hackgut mit einem Wassergehalt von 40% zur Produktion von 540,1 kg/h  $\text{H}_2$  benötigt. Um das Dampf/Trockengas-Verhältnis auf die geforderten 1,6 mol/mol für die WGS-Einheit einzustellen, werden zu den 11452 kg/h rückgewonnenem Wasser, 1838 kg/h Frischwasser zur Dampferzeugung herangezogen.

Abbildung 3.5 zeigt die Massenbilanz des Anlagenkonzeptes. Um beobachten zu können wie sich der Wasserstoff innerhalb des Systems verteilt und wieviel Input an Wasserstoffatomen für einen Output von 18 MW notwendig ist, ist die Massenbilanz in H-Massenströmen der Komponenten in kg/h dargestellt. Betrachtet man die Massenbilanz, ist zu erkennen, dass während des Prozesses eine große Menge an Wasserstoff in Form von Wasser im Kreis geführt wird. Dennoch ist es möglich knapp 85% des Wasserstoffs in der Biomasse als Bio- $\text{H}_2$  zu gewinnen. Dies entspricht einer Wasserstoffproduktionsrate von 51 g  $\text{H}_2$  pro kg trockenem Hackgut und etwa 31 g  $\text{H}_2$  pro feuchtem Hackgut. Die Produktionsrate von  $\text{H}_2$  fällt aufgrund eines niedrigeren Abscheidegrades des Aminwäschers und der verminderten DWA-Effizienz etwas geringer aus als in der verwendeten Literatur [39].

Die chemischen Energieströme der Komponenten sind in Abbildung 3.6 in MW abgebildet. Zu erkennen ist, dass die Trocknung des Hackgutes zu einer Erhöhung des Heizwertes von 48,5 auf 51,5 MJ/kg führt. Die Wärmebereitstellung der Vergasung wird neben der thermischen Verwertung des verschmutzten RME's, zusätzlich durch die kontinuierliche Verbrennung des DWA-Adsorbats in der Verbrennungswirbelschicht (3,5 MW) gewährleistet. In der DWA können von 38,5 MW Energieinput, 47% als reiner H<sub>2</sub> gewonnen werden. Die Effizienz, bezogen auf die chemische Energie des Biomasseinputs und des H<sub>2</sub>-Outputs, entspricht für diesen Prozess 37%.

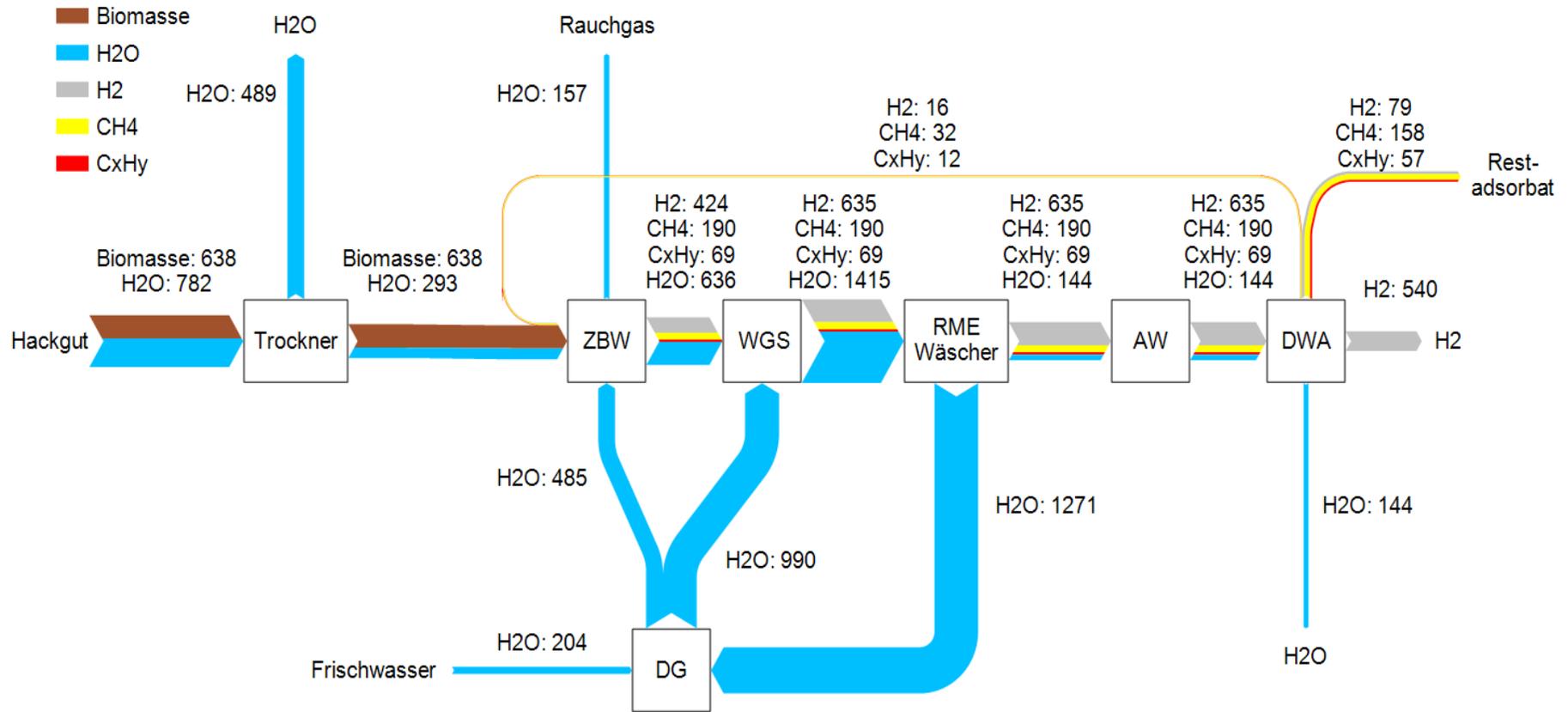


Abbildung 3.5: Massenbilanz Zweibett-Wirbelschichtvergasungsprozess, dargestellt: H-Massenströme in kg/h

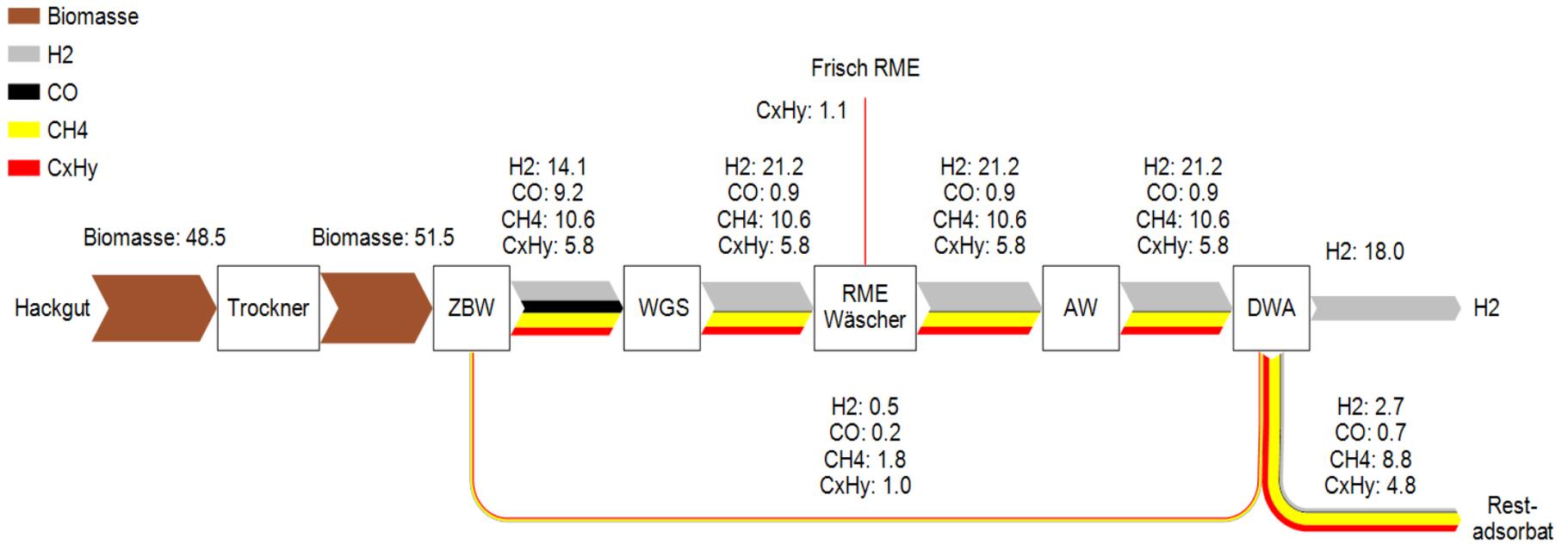


Abbildung 3.6: ZWB-Vergasungsprozess: chemische Energieströme in MW

### 3.2.2 Konzept 2: SER-Prozess

Im Anlagenkonzept 2 wird der Wasserstoff über eine SER-Vergasung hergestellt. Die Versuchsdaten der SER-Vergasung wurden der Dissertation von Stefan Müller „Hydrogen from Biomass for Industry - Industrial Application of Hydrogen Production Based on Dual Fluid Gasification“ entnommen und um eine DWA-Einheit, zur Gewinnung von reinem Wasserstoff, erweitert. Abbildung 3.7 zeigt das Grundfließbild des Anlagenkonzeptes.

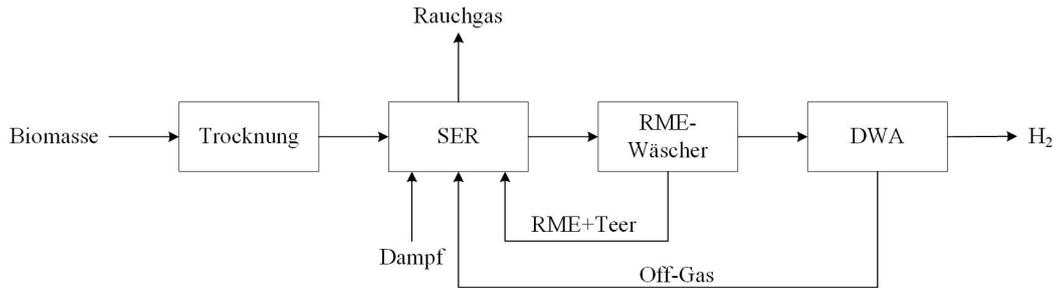


Abbildung 3.7: Grundfließbild Anlagenkonzept 2

Die Simulationsdaten stammen aus [54] und wurden zur Berechnung der Massen- und Energieströme auf eine Anlagenkapazität von 18 MW H<sub>2</sub>-Output angepasst. Die Daten der Berechnung sind im Anhang auf S.105 aufgelistet. In Tabelle 3.2 sind die wichtigsten Anlagendaten, Massen- und Energieströme angeführt.

Tabelle 3.2: Anlagendaten, Massen- und Energieströme des SER-Prozesses

Input		
Anlagenkapazität	62,5	MW
Biomasse (trocken)	12863	kg/h
HW Hackgut(trocken)	17,5	MJ/kg
Wassergehalt Hackgut	40	%
elektrische Energie	1306,5	kW
RME	85	kg/h
CaO	2129	kg/h
Frischwasser	378	kg/h
Output		
H <sub>2</sub>	540,1	kg/h
H <sub>2</sub>	18	MW
Wasserstoffproduktionsrate	42	kg H <sub>2</sub> / kg Hackgut (trocken)
Entsorgungsstrom	459	kg/h
Anlagendaten		
H <sub>2</sub> Rückgewinnung der DWA	85	%

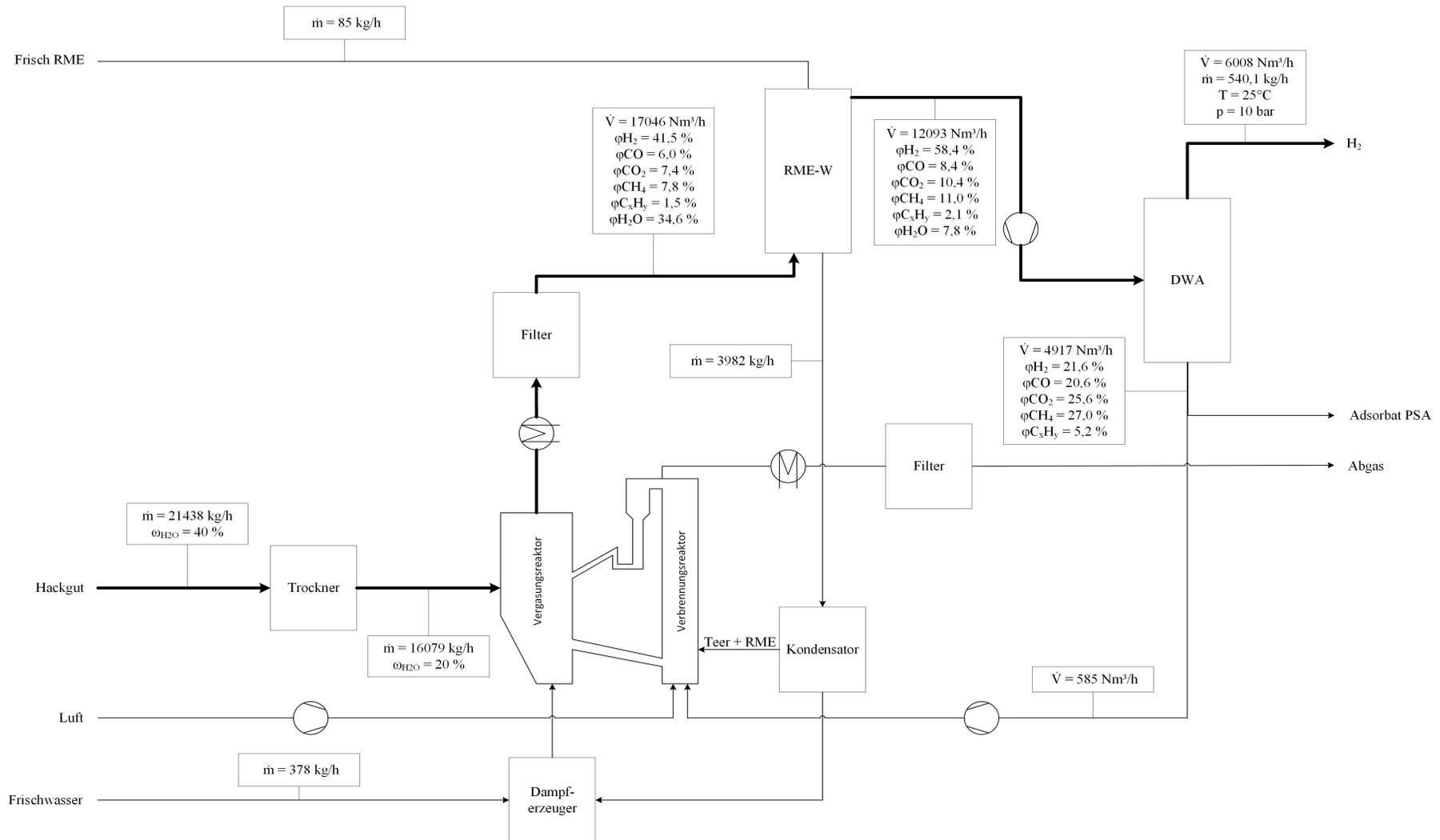


Abbildung 3.8: Prozessdesign SER-Prozess

Abbildung 3.8 zeigt ein detailliertes Fließbild des Anlagenkonzeptes. In einer Trocknungseinheit wird die Biomasse, Holzhackschnitzel ( $w_{\text{H}_2\text{O}} = 40\%$ ), vor der weiteren Verarbeitung auf einen Wassergehalt von 20% getrocknet. In der darauffolgenden ZBW-Vergasung nach dem SER-Prinzip erfolgt die Vergasung der Biomasse bei  $650^\circ\text{C}$  mit Wasserdampf als Vergasungsmittel und Kalk als reaktives Bettmaterial. Es entsteht ein Produktgas reich an  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CH}_4$  und  $\text{CO}_2$ . Das  $\text{CO}_2$  wird während der Vergasung durch das Bettmaterial zu einem beträchtlichen Teil in die Rauchgasfraktion transportiert. Dadurch ist der Anteil an  $\text{CO}_2$  im Produktgas geringer als bei der ZBW-Vergasung des ersten Anlagenkonzeptes. Um Teerverbindungen und Wasser aus dem Produktgas abzuscheiden, gelangt es nach der Vergasung und einer Kühlung in einen RME-Wäscher. Zur anschließenden Wiederverwendung des Wassers zur Dampferzeugung und des verschmutzten RME's zur Wärmebereitstellung, erfolgt eine Phasentrennung in einem Kondensator. Die Gewinnung von reinem Wasserstoff aus dem Produktgas erfolgt in der nachgeschalteten DWA, welche mit einer Effizienz von 85% betrieben wird.

Für die Produktion von 18 MW  $\text{H}_2$ , dies entspricht einer Outputleistung von 540,1 kg/h, werden 21438 kg/h Hackgut mit einem Wassergehalt von 40% benötigt. Abbildung 3.9 zeigt die berechnete Massenbilanz des SER-Prozesses. Hierbei ist zu erkennen, dass im Gegensatz zum Anlagenkonzept 1 weit weniger Wasserstoff in Form von Wasser innerhalb des Prozesses im Kreis geführt wird. Es können 70% des in der Biomasse enthaltenen Wasserstoffs als reiner Bio- $\text{H}_2$ -Strom gewonnen werden. Dies entspricht einer  $\text{H}_2$ -Produktionsrate von 42 g/kg trockenem Hackgut und 25 g  $\text{H}_2$ /kg feuchtem Hackgut.

Die chemischen Energieströme sind in Abbildung 3.10 dargestellt. Die Trocknung des Hackgutes erhöht den Heizwert von 56,6 auf 60,3 MW. Um die benötigte Wärme für die Vergasung allotherm bereitzustellen, werden zusätzlich zum verbrauchten RME und den Teerverbindungen auch ein Teil des Restgases aus der DWA, mit einem Energieinhalt von 2,9 MW, in der Verbrennungswirbelschicht mit Luft verbrannt. Durch die fehlenden Gasreinigungsschritte ist der Output an  $\text{H}_2$  in der DWA mit 43% um etwa 4% geringer als bei Anlagenkonzept 1. Insgesamt können 32% der chemischen Energie in der Biomasse als reiner Bio- $\text{H}_2$  gewonnen werden.

In Tabelle 3.3 sind relevantesten Daten zum Vergleich der beiden Zweibett-Wirbelschichtvergasungsverfahren angeführt. Bei der sorptionsunterstützten Reformierung ist der Wasserstoffgehalt nach der Vergasung im trockenen Produktgas um etwa 20% höher als bei der konventionellen ZBW-Vergasung. Da das Produktgas wasserstoffreicher ist, kann auf weitere Gasaufbereitungsschritte wie die WGS und der AW verzichtet werden. Der Wasserstoffgehalt im Produktgas ist bei der herkömmlichen ZBW-Vergasung vor der DWA um etwa 21% höher. Die Gewinnrate an  $H_2$  in der DWA steigt proportional mit dem Wasserstoffgehalt im Feed, deswegen wird bei der SER-Vergasung eine größere Menge an Hackgut eingesetzt um den gleichen  $H_2$ -Output zu erreichen. Ein um etwa 22% höherer Biomasse-Input ergeben 50% mehr Wasserstoff im Produktgas als bei der ZBW-Vergasung. Obwohl auf weitere Gasreinigungsschritte verzichtet wird, hält sich die Verringerung der Wasserstoffproduktionsrate, im Gegensatz zu jener der herkömmlichen Zweibettwirbelschichtvergasung in Grenzen.

Der Heizwert der Biomasse der beiden Wirbelschichtvergasungsverfahren unterscheidet sich, wie auch die chemische Analyse der Holzhackschnitzel, geringfügig. Laut [49] weisen unterschiedliche Holzarten geringfügig andere Heizwerte auf. Da die Holzarten der verwendeten Literaturstellen nicht bekannt sind, wurde die unterschiedliche Qualität der Holzhackschnitzel zur Berechnung beibehalten, um den Einfluss beispielsweise des Heizwertes auf die Massen- und Energieströme zur erkennen. Der Einfluss des unterschiedlichen Heizwertes konnte als vernachlässigbar ausgemacht werden.

	ZBW	SER
Hackgut Input in kg/h	17621	21438
Wassergehalt Hackgut in %	40	40
$H_2$ im Produktgas in $Nm^3/h$	4720	7068
$H_2$ im Produktgas in %	42	63
Wasserstoffproduktionsrate in g $H_2/$ kg trockene Biomasse	52	42
Energieinput DWA in MW	38,5	42,3
Energieoutput $H_2$ DWA in %	47	43

Tabelle 3.3: Vergleich ZBW- mit SER-Prozess

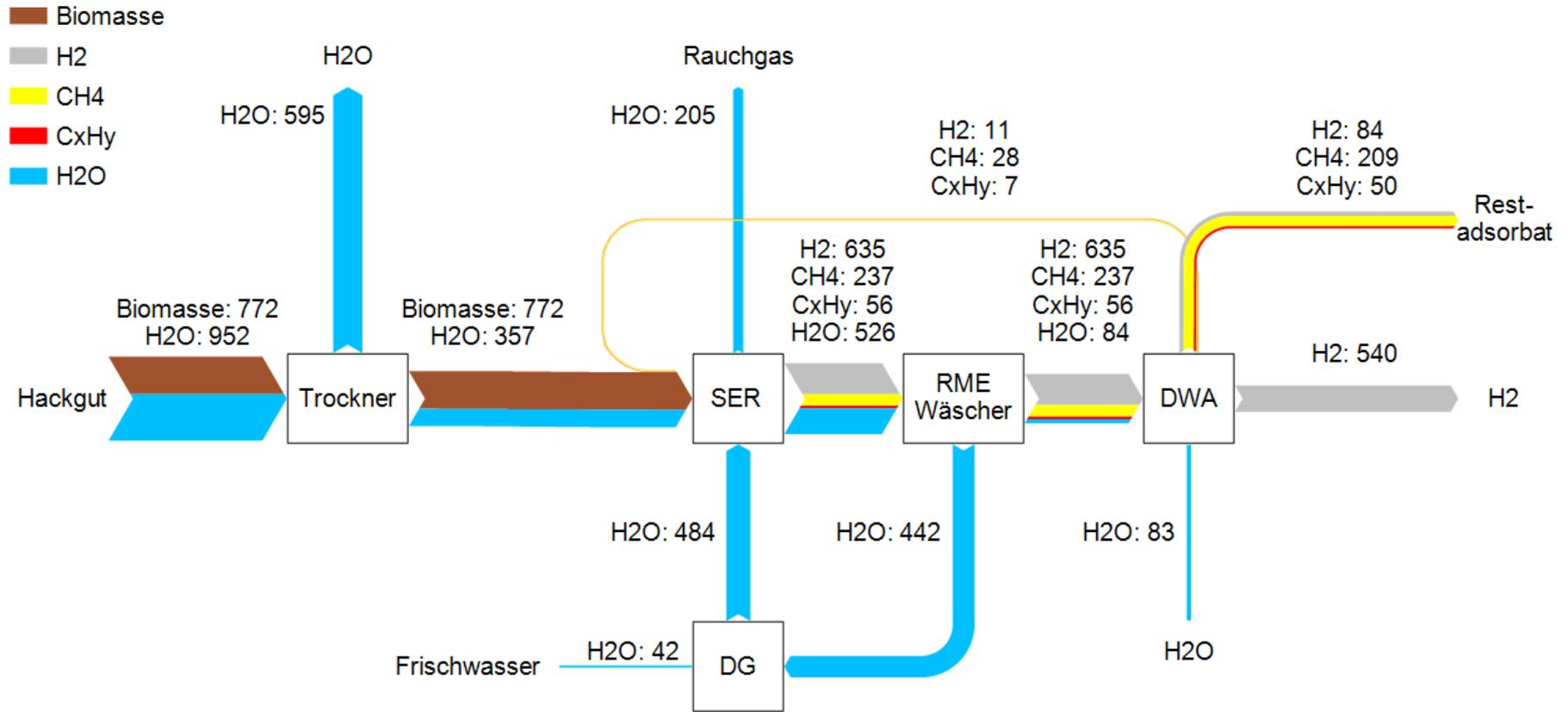


Abbildung 3.9: Massenbilanz SER-Prozess, dargestellt: H-Massenströme in kg/h

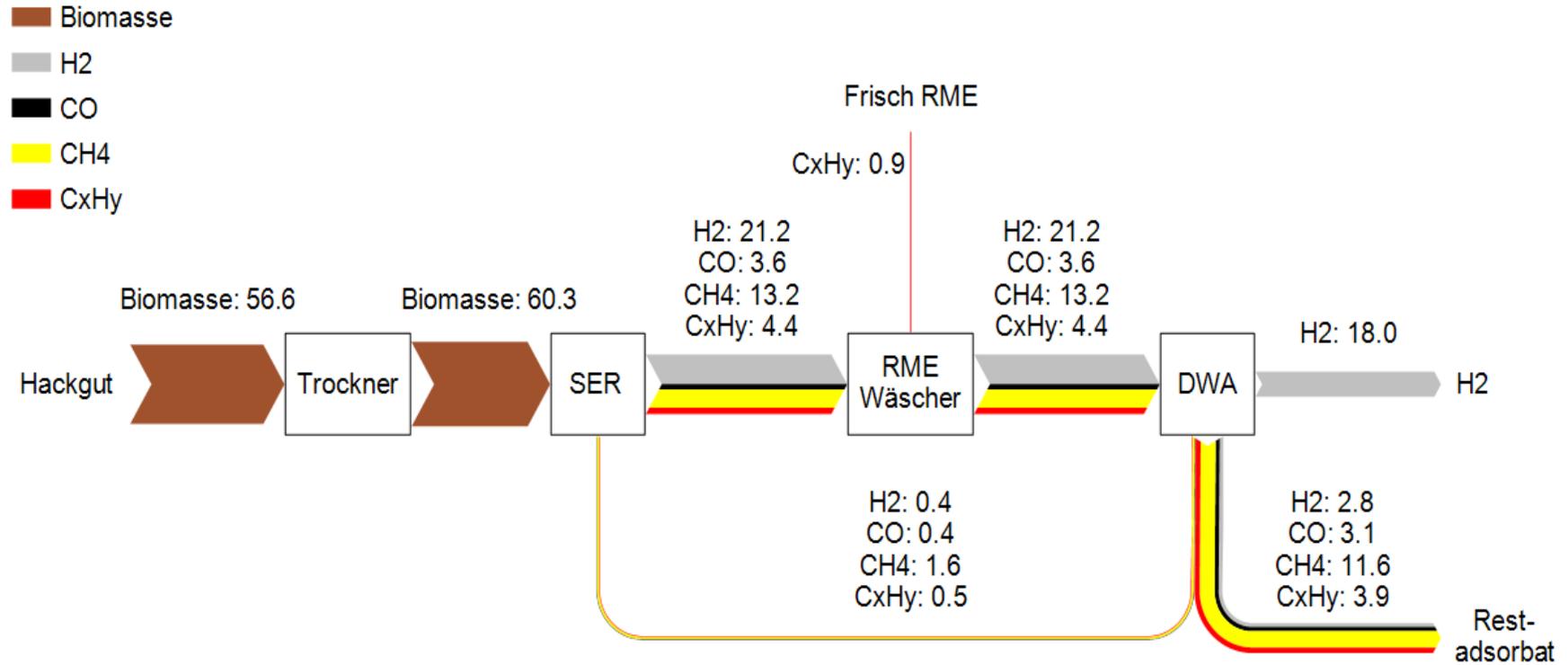


Abbildung 3.10: SER Prozess: chemische Energieströme in MW

### 3.2.3 Konzept 3: Biogas Dampfreformierung

In Anlagenkonzept 3, weiters benannt als Biogas DR-Prozess, erfolgt die H<sub>2</sub>-Gewinnung durch die Dampfreformierung eines durch anaerobe Fermentation hergestellten Biogases. Die Simulationsdaten der Anaeroben Fermentation wurden dem Paper „Techno-economic assessment of hydrogen production based on dual fluidized bed biomass steam gasification, biogas steam reforming, and alkaline water electrolysis processes“ [28] entnommen und auf ein Anlagenoutput von 18 MW angepasst. Da eine Erweiterung des Prozesses um einen Aminwäscher nach der Fermentation erfolgte, wurde eine Simulation aller darauffolgenden Prozessschritte durchgeführt.

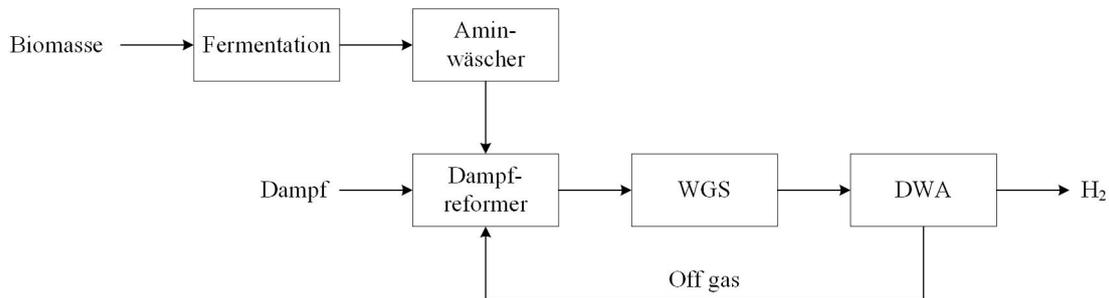


Abbildung 3.11: Grundfließbild Anlagenkonzept 3, Biogas DR-Prozess

Neben den Simulationsdaten im Anhang D (S.106), welche zur Berechnung der Massen- und Energieströme herangezogen wurden, sind in Tabelle 3.4 die wichtigsten Anlagendaten, wie auch Massen- und Energieströme angeführt.

Tabelle 3.4: Anlagendaten, Massen- und Energieströme Biogas DR-Prozess

Input		
Anlagenkapazität	40,3	MW
Maissilage (trocken)	6329	kg/h
HW Maissilage(trocken)	22,9	MJ/kg
Wassergehalt Maissilage	65	%
Biogasertrag Maissilage (trocken) [36]	0,655	Nm <sup>3</sup> /kg
Frischwasser	2703	kg/h
Output		
H <sub>2</sub>	540,1	kg/h
H <sub>2</sub>	18	MW
Wasserstoffproduktionsrate	84	kg H <sub>2</sub> / kg Maissilage (trocken)
Anlagendaten		
Abscheiderate Aminwäscher	98	%
H <sub>2</sub> Rückgewinnung der DWA	85	%

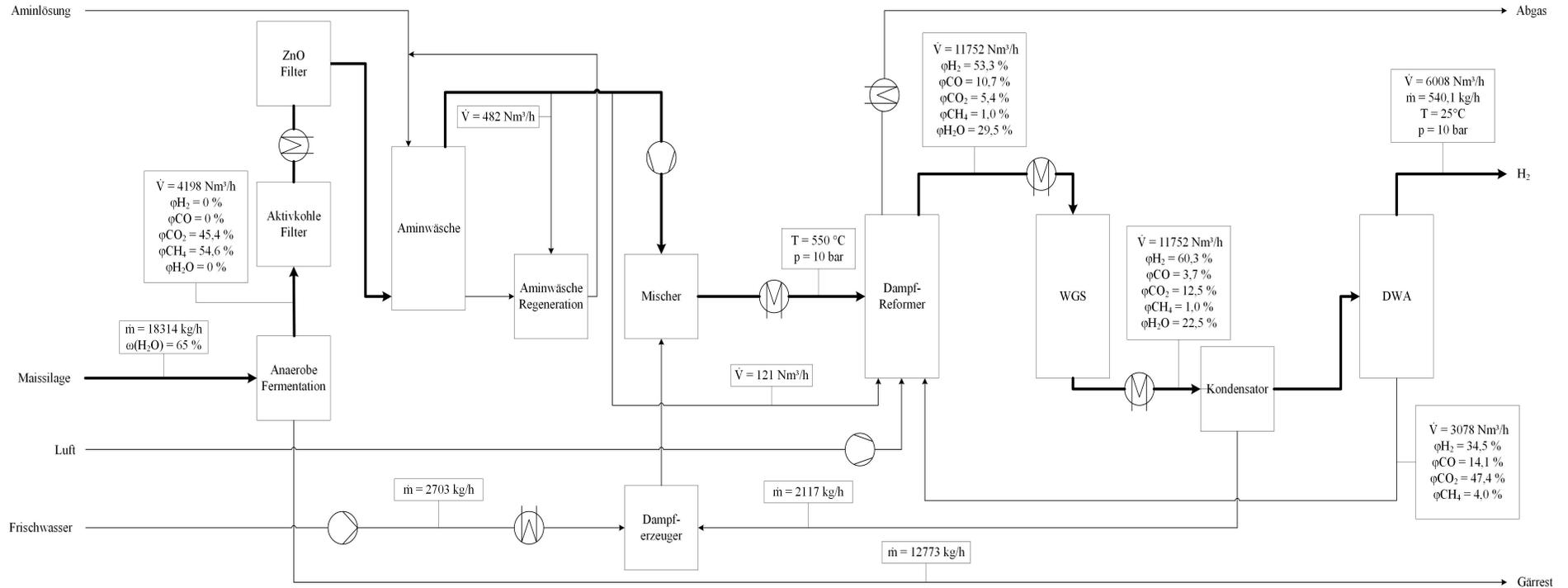


Abbildung 3.12: Prozessdesign Biogas DR-Prozess

Abbildung 3.12 zeigt das Prozessdesign der Anaeroben Fermentation mit anschließender Dampfreformierung des Biogases. Die Biomasse, Maissilage mit einem Wassergehalt  $w_{\text{H}_2\text{O}} = 65\%$ , wird in einem Fermenter über eine anaerobe Fermentation in ein Biogas, bestehend aus  $\text{CO}_2$  und  $\text{CH}_4$  umgewandelt. Mittels Aktivkohlefilter und  $\text{ZnO}$ -Betten erfolgt eine Entschwefelung des Biogases. Um für die anschließende Dampfreformierung Erdgasqualität des Biogases zu erreichen, werden im Aminwäscher 98% des enthaltenen  $\text{CO}_2$  abgetrennt. Im Aminwäscher wird eine  $\text{mDEA}$ -Lösung als Waschlösung verwendet, welche nach dem Absorptionsvorgang thermisch regeneriert wird. Die Produktion des Produktgases mit den Hauptbestandteilen  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$  und  $\text{H}_2\text{O}$  erfolgt im Dampfreformer bei  $850^\circ\text{C}$ . Nach einer erforderlichen Kühlung findet im WGS-Reaktor die Umwandlung von  $\text{CO}$  und  $\text{H}_2\text{O}$  zu  $\text{H}_2$  und  $\text{CO}_2$  statt. Mittels eines Kondensators wird das Produktgas entwässert und gelangt trocken in die DWA, in welcher die Gewinnung von Reinstwasserstoff mit einer Effizienz von 85% erfolgt.

Insgesamt werden 18314 kg/h Maissilage benötigt, um 540,1 kg/h  $\text{H}_2$  (18 MW) über dieses Anlagenkonzept herzustellen. Um während der Dampfreformierung ein Dampf/Kohlenstoffverhältnis von 3 zu erreichen, müssen zu dem aus Kondensation rückgewonnenem Wasser noch 2703 kg/h Frischwasser der Dampferzeugung zugeführt werden.

Abbildung 3.13 zeigt die Massenbilanz des Anlagenkonzeptes. Wiederum sind die H-Massenströme von Maissilage,  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  und  $\text{CH}_4$  in kg/h entlang der gesamten Prozesskette dargestellt. In etwa 30% des  $\text{H}_2$ -Inputs können am Prozessende als reiner Bio- $\text{H}_2$ -Strom gewonnen werden. Dies entspricht einer Wasserstoffproduktionsrate von 29,5 g  $\text{H}_2$  pro kg feuchter Maissilage und etwa 84 g  $\text{H}_2$  pro kg der eingesetzten trockenen Maissilage. Der größte Wasserstoffverlust tritt bei der Anaeroben Fermentation in Form von  $\text{H}_2\text{O}$  im Gärrest auf.

Die chemischen Energieströme der Maissilage und der  $\text{H}_2$ -,  $\text{CO}$ -,  $\text{CH}_4$ -Ströme entlang des Biogas DR-Prozesses, ist in Abbildung 3.14 dargestellt. In etwa 55% des Energieinputs in Form von Maissilage können als Bio- $\text{H}_2$ -Endstrom gewonnen werden. Es ist deutlich zu erkennen, dass der Energieinput der DWA mit knapp 24 MW sehr  $\text{H}_2$ -lastig ist. Aufgrund des hohen Wasserstoffgehaltes fallen im Gegensatz zur ZBW-Vergasung und zum SER-Prozess, 75% des energetischen Inputs in Form von reinem  $\text{H}_2$  an. Die benötigte thermische Energie für den Dampfreformer (0,8 MW) und die Regeneration der Aminwaschlösung (2,1 MW) wird über die Verbrennung von etwa  $603 \text{ Nm}^3/\text{h}$  zusätzlich produziertem Biogas bereitgestellt.

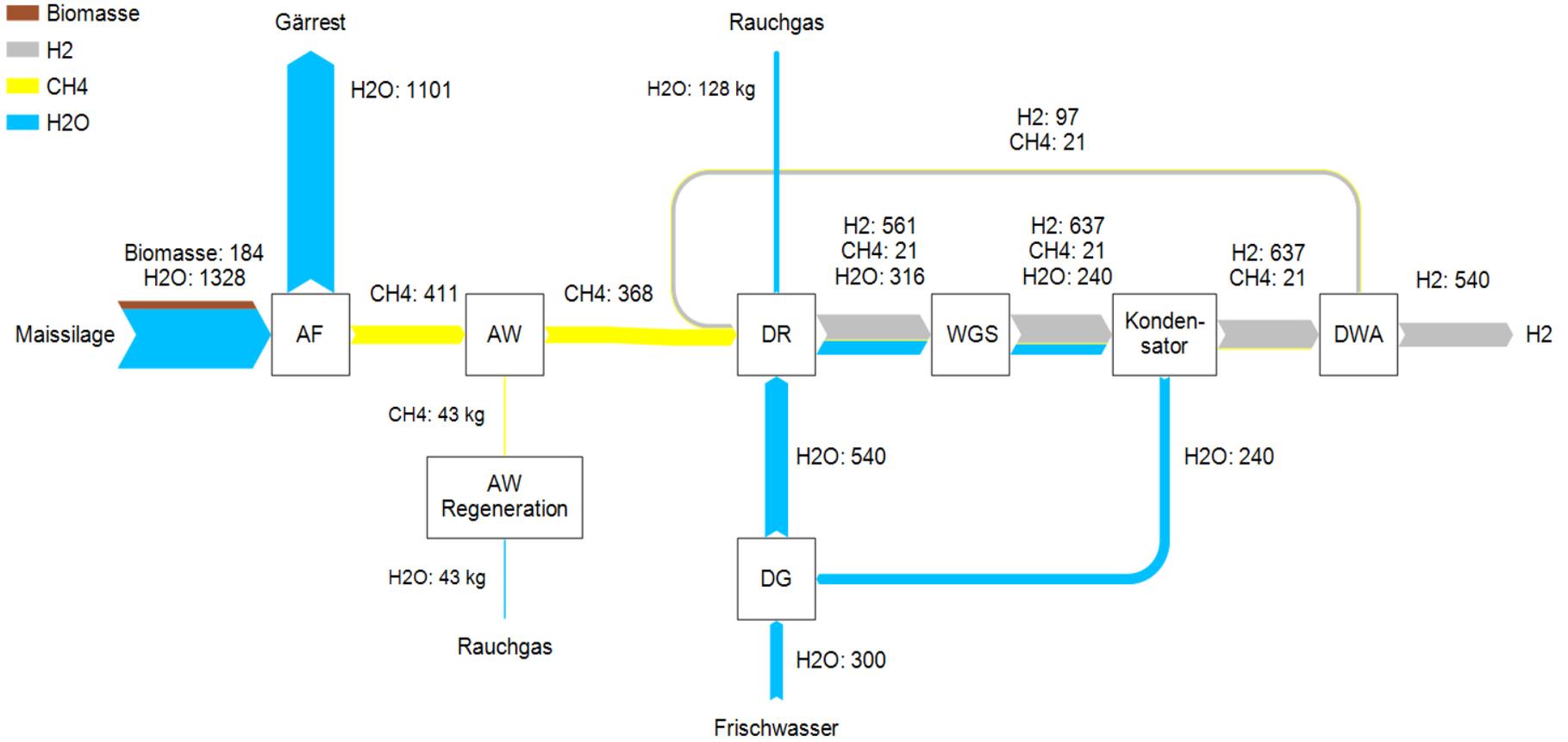


Abbildung 3.13: Massenbilanz Biogas DR-Prozess, dargestellt: H-Massenströme in kg/h

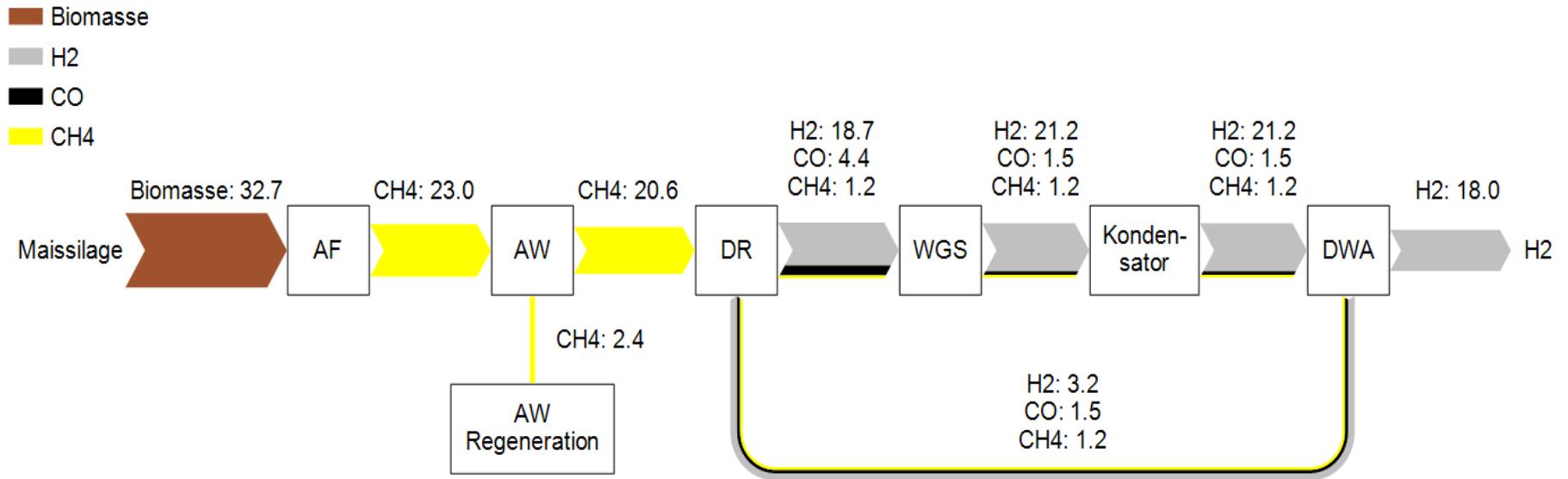


Abbildung 3.14: Biogas DR-Prozess: chemische Energieströme in MW

### 3.2.4 Konzept 4: Alkalische Elektrolyse

Die Wasserstoffproduktion des vierten Anlagenkonzeptes basiert auf der alkalischen Elektrolyse. Die Simulationsdaten stammen aus dem Paper „Techno-economic assessment of hydrogen production based on dual fluidized bed biomass steam gasification, biogas steam reforming, and alkaline water electrolysis processes“ und wurden auf ein Output von 18 MW H<sub>2</sub> angepasst. Abbildung 3.15 zeigt das Prinzip der Alkalischen Elektrolyse, die Wasserstoffproduktion aus Wasser und erneuerbarer Energie.

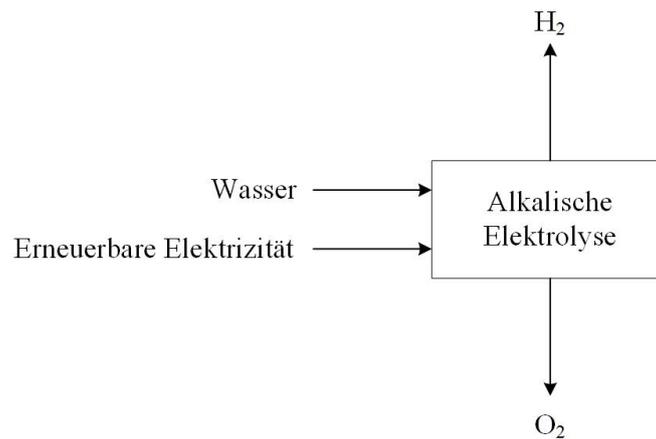


Abbildung 3.15: Grundfließbild der Alkalischen Elektrolyse

Vor der Elektrolyse wandert das Frischwasser durch einen Wäscher und wird anschließend mit Kalilauge, zu einer 25% wässrigen KOH-Lösung mit erhöhter Leitfähigkeit abgemischt. Im alkalischen Elektrolyseur erfolgt die Aufspaltung von Wasser in H<sub>2</sub> und O<sub>2</sub> durch elektrischen Strom aus erneuerbarer Energie. Nach der Abtrennung der Kalilauge wird der produzierte Wasserstoff durch den Wäscher geleitet, durch das Frischwasser gekühlt und mittels Kompressor verdichtet. Der bei der Produktion anfallende Sauerstoff gelangt nach der Abtrennung der KOH-Lösung in die Umgebung. Insgesamt werden 7803 kg/h Wasser und 27 MW elektrischer Strom aus erneuerbaren Energien benötigt, um ein Output von 18 MW H<sub>2</sub> zu erreichen.

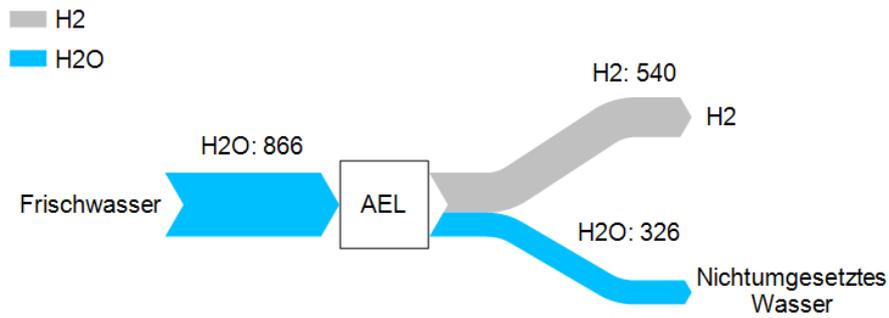


Abbildung 3.16: Massenbilanz der Alkalischen Elektrolyse, dargestellt: H-Massenströme in kg/h

Abbildung 3.16 stellt die H-Massenströme von H<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O während der Alkalischen Elektrolyse in Form der Massenbilanz dar. Es können knapp 62% der H-Atome des Wassers in Form von Bio-H<sub>2</sub> als Produkt bei der Elektrolyse gewonnen werden.



Abbildung 3.17: AEL: chemische Energieströme in MW

Die Energieströme der Alkalischen Elektrolyse sind in Abbildung 3.17 dargestellt, wobei die chemischen und elektrischen Energieströme in MW gezeigt werden. Die eingesetzte elektrische Energie beinhaltet neben der benötigten Energie für die Elektrolyse auch die benötigte Energie um den Wasserstoff zu verdichten. Insgesamt kann der Bio-H<sub>2</sub> mit einer Effizienz von 66,6% produziert werden.

### 3.2.5 Konzept 5: PAM-Elektrolyse

Das letzte Konzept zur Produktion von erneuerbarem Wasserstoff basiert auf dem Protonen-Austausch-Membran Elektroliseur „Silyzer 200“ von Siemens. Die Daten zur Ermittlung der Massen- und Energieströme stammen aus dem technischen Datenblatt des „Silyzer 200“ von Siemens, und wurden auf ein Output von 18 MW angepasst. Abbildung 3.18 zeigt das Grundfließbild der PAM-Elektrolyse, welches fast identisch zu jenem der alkalischen Elektrolyse ist.

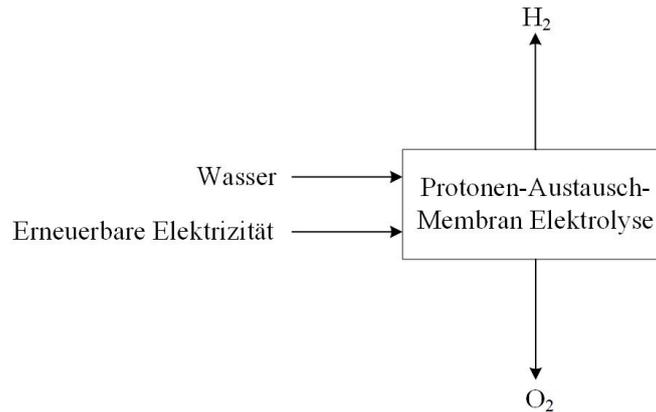


Abbildung 3.18: Grundfließbild der Protonen-Austausch-Membran Elektrolyse

Abbildung 3.19 stellt die Massenbilanz, die H-Massenströme von H<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O, während des Prozesses dar. Für die Produktion von 540,1 kg/h H<sub>2</sub> werden 9010 kg/h Wasser und 33,4 MW elektrischer Strom aus erneuerbaren Energien benötigt. Mit dem „Silyzer 200“ können in etwa 54% der Wasserstoffatome des zugeführten Wassers in Form von Bio-H<sub>2</sub> gewonnen werden.

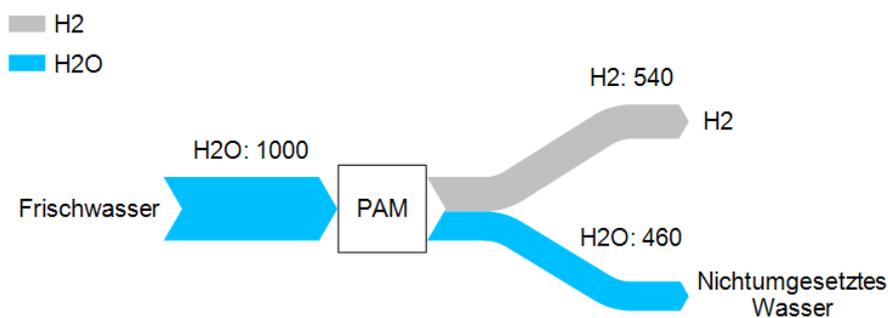


Abbildung 3.19: Massenbilanz der Protonen-Austausch-Membran Elektrolyse, dargestellt: H-Massenströme in kg/h

Die chemischen und elektrischen Energieströme der PAM-Elektrolyse sind in MW in Abbildung 3.20 dargestellt. Die PAM-Elektrolyse ermöglicht die Gewinnung von 18 MW H<sub>2</sub> mit einer Effizienz von knapp 54%.

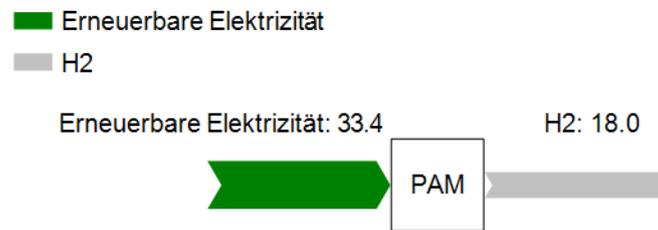


Abbildung 3.20: PAM: chemische Energieströme in MW

Werden die beiden Elektrolyseverfahren einander gegenüber gestellt, so erfordert die H<sub>2</sub>-Produktion mittels alkalischer Elektrolyse 15% weniger Wasser und knapp 24% weniger Strom aus erneuerbaren Energien. Die Produktion von H<sub>2</sub> mittels PAM-Elektrolyse benötigt auf der einen Seite zwar mehr Energie und Wasser, auf der anderen Seite jedoch ist der Betrieb sicherheitstechnisch weniger bedenklich.

### 3.2.6 Referenzmethode: Erdgas Dampfreformierung

Um die erhaltenen technischen und ökonomischen Daten der einzelnen Konzepte bewerten zu können, werden diese mit der weitverbreitetsten Methode Wasserstoff zu produzieren, die Dampfreformierung von Erdgas, verglichen. Die Daten für die Massen- und Energieströme wurden durch die Simulation einer gewöhnlichen Dampfreformierung von Erdgas ermittelt. In Abbildung 3.21 ist das Grundfließbild einer einfachen Dampfreformierung von Erdgas abgebildet.

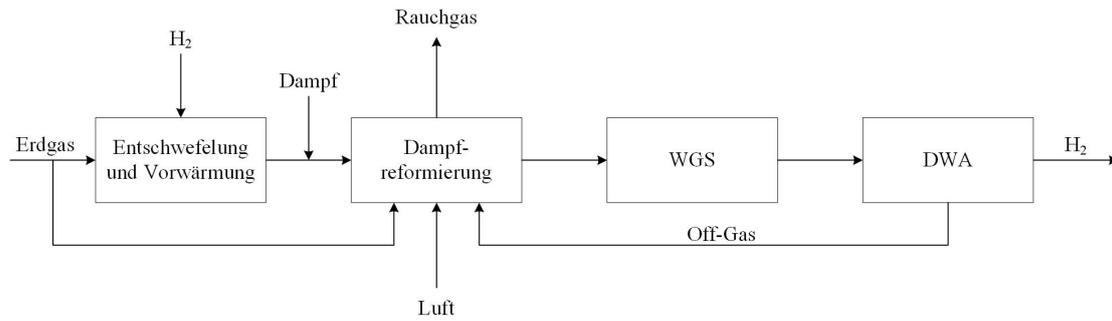


Abbildung 3.21: Grundfließbild der Dampfreformierung von Erdgas

In Tabelle 3.5 sind die chemische Zusammensetzung und die physikalischen Daten des zur Simulation herangezogenen Erdgases dokumentiert.

Tabelle 3.5: Daten des Erdgases für die Dampfreformierung [48]

Chemische Zusammensetzung	
Methan in mol-%	98,42
Kohlendioxid in mol-%	0,08
Ethan in mol-%	0,5
Propan in mol-%	0,19
Stickstoff in mol-%	0,81
Physikalische Daten	
Druck in bar	1,5
Temperatur in °C	25

In Tabelle 3.6 sind die wichtigsten Anlagendaten, wie auch Massen- und Energieströme der Dampfreformierung angeführt. Die vollständigen Simulationsdaten welche zur Berechnung der Massen- und Energieströme herangezogen wurden, sind in Anhang E auf S.107 zu finden.

Tabelle 3.6: Anlagendaten, Massen- und Energieströme der Dampfreformierung von Erdgas

Input		
Anlagenkapazität	20,1	MW
Erdgas	1448	kg/h
HW Erdgas	49,97	MJ/kg
Frischwasser	2691	kg/h
Output		
H <sub>2</sub>	540,1	kg/h
H <sub>2</sub>	18	MW
Anlagendaten		
H <sub>2</sub> Rückgewinnung der DWA	85	%

Abbildung 3.22 zeigt das Prozessdesign der Dampfreformierung von Erdgas. Nach der Entschwefelung mittels ZnO-Betten wird das Erdgas mit Wasserdampf vermischt und erwärmt. Die Entfernung von CO<sub>2</sub> mittels eines Aminwäschers, ist bei Erdgas aufgrund der geringen Mengen nicht notwendig. Im Dampfreformer wird das Erdgas bei 850°C zu einem Produktgas mit den Hauptbestandteilen H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> und H<sub>2</sub>O umgewandelt. Nach einer Kühlung des Produktgases auf 350°C erfolgt im WGS-Reaktor die Umwandlung von CO und H<sub>2</sub>O zu H<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub>. In der DWA wird nach einer Entwässerung des Gases mittels eines Kondensators, Reinstwasserstoff mit einer Effizienz von 85% gewonnen.

Für die Gewinnung von 540,1 kg/h H<sub>2</sub> müssen 1448 kg/h Erdgas zur Verfügung gestellt werden. Um im Dampfreformer ein Dampf/Kohlenstoffverhältnis von 3 zu erreichen, werden dem Dampferzeuger zusätzlich zu dem aus dem Kondensator rückgewonnenem Wasser, 2691 kg/h Frischwasser zugeführt.

Abbildung 3.23 zeigt die H-Massensströme in kg/h von Erdgas, Ethen und Propan - zusammengefasst als C<sub>x</sub>H<sub>y</sub> - und den Produktgaskomponenten H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O und CH<sub>4</sub>. Etwa 81% des Wasserstoffinputs können am Ende des Prozesses als reiner H<sub>2</sub>-Strom gewonnen werden. Die chemischen Energieströme in MW entlang des Prozesses der Dampfreformierung von Erdgas von Erdgas, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, CH<sub>4</sub> und C<sub>x</sub>H<sub>y</sub>, sind in Abbildung 3.24 dargestellt. Im H<sub>2</sub>-Endstrom können etwa 87% der zugeführten Energie in Form von Erdgas gewonnen werden. Der Energieinput der DWA beträgt in etwa 24 MW, und ist mit 89% H<sub>2</sub>-Anteil sehr H<sub>2</sub>-lastig, wobei 75% des Inputs als reiner Wasserstoff gewonnen werden können. Die benötigte thermische Energie für die Dampfreformation werden durch die Verbrennung von zusätzlich 78 Nm<sup>3</sup>/h Erdgas, entspricht 0,8 MW, bereitgestellt. Die 0,8 MW Energieinput sind in den Erdgasinput in den Dampfreformer integriert.

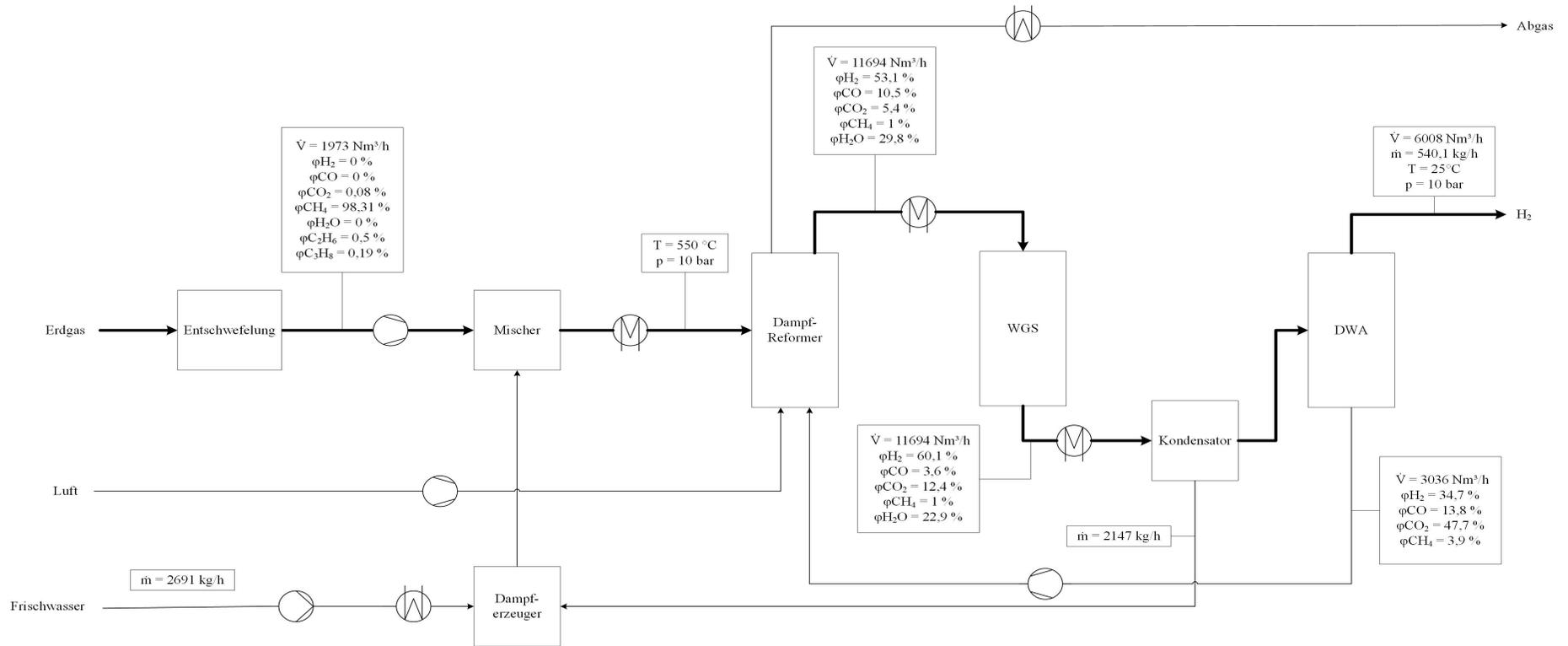


Abbildung 3.22: Prozessdesign der Dampfreformierung von Erdgas

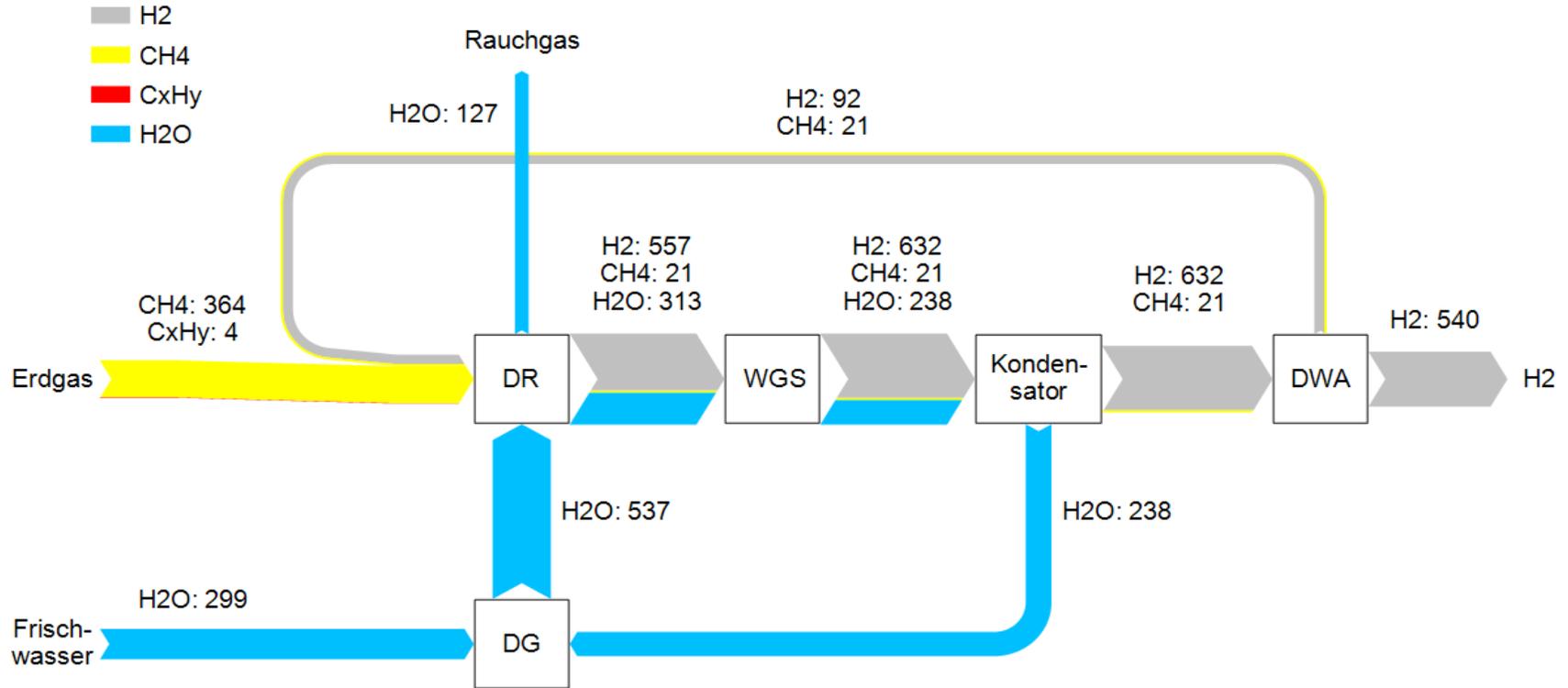


Abbildung 3.23: Massenbilanz der Dampfreformierung von Erdgas, dargestellt: H-Massenströme in kg/h

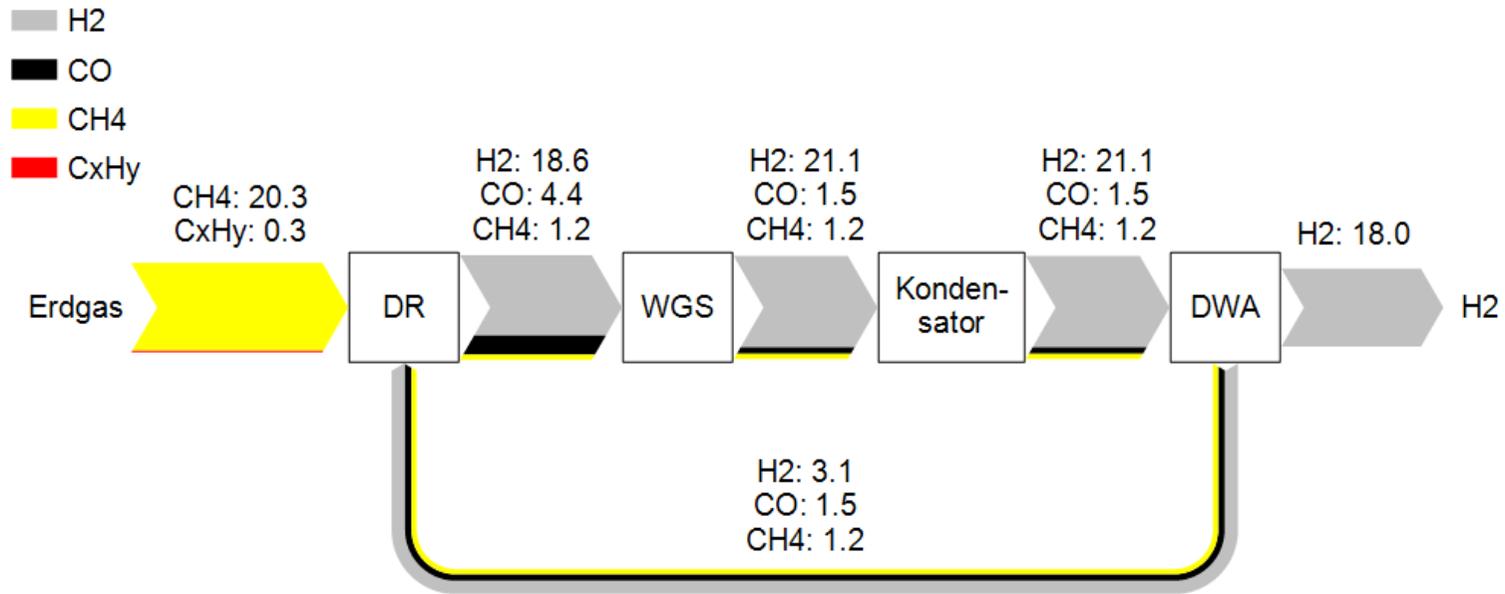


Abbildung 3.24: Erdgas DR: chemische Energieströme in MW

### 3.3 Ökonomische Bewertung der Anlagenkonzepte

Die Ergebnisse der ökonomischen Bewertung unterteilt sich in die Darstellung und die Diskussion der Gestehungskosten wie auch der Distributionskosten von Wasserstoff. Anschließend werden auch die Bereitstellkosten von H<sub>2</sub> an der Tankstelle dargestellt und diskutiert.

#### 3.3.1 H<sub>2</sub>-Gestehungskosten

In diesem Abschnitt werden die Ergebnisse der Investitionskostenschätzungen und der berechneten Produktionskosten für die einzelnen Anlagenkonzepte der Bio-H<sub>2</sub> Produktion und der Referenzmethode dargestellt. Mittels Literatur und den Anpassungsformeln 2.11 und 2.12 wurden die Investitionskosten der unterschiedlichen Konzepte ermittelt. Für den SER-Prozess wurde das CAPEX durch jenes des ZBW-Prozesses, abzüglich einer WGS-Einheit und eines Aminwäschers, geschätzt. Für die PAM-Elektrolyse wurden die gleichen Investitionskosten wie für die AEL-Elektrolyse verwendet, da keine Preise für den „Silyzer 200“ von Siemens in Erfahrung gebracht werden konnten. Die Investitionskosten der einzelnen Anlagenkonzepte unterscheiden sich teilweise sehr stark. Mittels der Sensitivitätsanalyse wird der Einfluss der Investitionskosten auf die Berechnung der Wasserstoffgestehungskosten analysiert und diskutiert.

Tabelle 3.7: Investitionskosten ZBW-Vergasungsprozess [39]

	Erdgas-DR [11]	ZBW [39]	SER [39],[58],[32],[62]	Einheit
CAPEX	16 950 000	23 600 000	21 490 000	EUR
SUEX	1 695 000	2 360 000	2 149 000	EUR
INV	18 645 000	25 960 000	23 639 000	EUR
	Biogas-DR [28],[66]	AEL [28]	PAM	Einheit
CAPEX	32 500 000	13 820 000	13 820 000	EUR
SUEX	3 250 000	1 382 000	1 382 000	EUR
INV	35 750 000	15 202 000	15 202 000	EUR

Mit den Preisen für die eingesetzten Stoffe (Tabelle 2.4), wie auch der Definition der Produktionskosten in Tabelle 2.3, können die Produktionskosten, die Cashflows vor und nach Steuern und die Wasserstoffgestehungskosten berechnet werden. Die Ergebnisse sind in Tabelle 3.8 dargestellt. Es ist ersichtlich, dass der Cashflow vS geringer ist, als jener nach Abzug der Steuern. Dies ist der jährlichen Abschreibung zuzuschreiben, welche dem Cashflow nS wieder gutgeschrieben wird.

Tabelle 3.8: Ergebnisse der ökonomischen Analyse der einzelnen Anlagenkonzepte

	Erdgas-DR	ZBW	SER	Einheit
OPEX	11 048 400	16 457 088	17 636 608	EUR
Umsatz	12 838 446	18 949 424	19 906 112	EUR
Cashflow vS	1 790 046	2 492 336	2 269 504	EUR
Cashflow nS	2 190 034	3 049 252	2 776 628	EUR
H <sub>2</sub> -Preis für KW=0	89,2	4,4	4,6	EUR/kg H <sub>2</sub>
H <sub>2</sub> -Preis für KW=0	107,8	131,6	138,2	EUR/MWh H <sub>2</sub>
	Biogas-DR	AEL	PAM	Einheit
OPEX	12 118 216	18 887 448	22 746 760	EUR
Umsatz	15 550 458	20 346 943	24 206 255	EUR
Cashflow vS	3 432 242	1 459 495	1 459 495	EUR
Cashflow nS	4 199 182	1 785 621	1 785 621	EUR
H <sub>2</sub> -Preis für KW=0	3,6	4,7	5,6	EUR/kg H <sub>2</sub>
H <sub>2</sub> -Preis für KW=0	108,0	141,3	168,1	EUR/MWh H <sub>2</sub>

Um die Wasserstoffgestehungskosten besser vergleichen zu können, sind sie in Abbildung 3.25 graphisch dargestellt. Es ist eindeutig zu erkennen, dass bei den Anlagenkonzepten mit Rohstoffeinsatz wie Biomasse oder Erdgas die spezifischen Produktionskosten für die Rohmaterialien einen sehr großen Anteil an den Gestehungskosten von H<sub>2</sub> ausmachen. Bei der Dampfreformierung von Erdgas beläuft sich dieser Wert auf 58% und bei den Konzepten mit Biomasseinsatz auf durchschnittlich 43%. Die Betriebsmittelkosten machen bei der AEL und der PAM-Elektrolyse, durch die Haupteinsatzstoffe Wasser und Strom, mit in etwa 85% den Großteil der Gestehungskosten von H<sub>2</sub> aus. Die Kosten der Betriebsmittel der beiden Dampfreformierungsverfahren sind mit 5% um einiges niedriger als die spezifischen Investitionskosten. Bei den Wirbelschichtvergasungsverfahren fallen diese etwas höher aus. Dies ist vor allem mit dem bei der Dampfreformierung nicht vorhandenen RME-Wäscher und der entfallenden Ascheentsorgung erklärbar.

Die Personalkosten sind bei den Elektrolyseverfahren mit <1% , aufgrund dem einem statt der sechs notwendigen Mitarbeitern zum Betrieb der Anlage, geringer als bei den übrigen Verfahren, bei welchen die Personalkosten im Schnitt 3% der Gestehungskosten des Bio-H<sub>2</sub> ausmachen. Der Trend ist für die Produktionskosten von Bio-H<sub>2</sub> in EUR/kg als auch für jene in EUR/MWh gleich.

Die niedrigsten Gestehungskosten mit 3,0 EUR/kg H<sub>2</sub> sind mit der Dampfreformierung von Erdgas zu erreichen. Dicht gefolgt von der Dampfreformierung des Biogases mit 3,60 EUR/kg H<sub>2</sub>. Die Dampfreformierung von Biogas, erfordert zwar in etwa die doppelten Investitionskosten, wird aber bei 0,037 EUR/kg H<sub>2</sub> Maissilage mit einen sehr preiswerten Rohstoff betrieben.

Aufgrund der hohen Betriebsmittelkosten für RME, Olivin, Kalk oder auch der Ascheentsorgung, aber auch der höhere Preis für die Holzhackschnitzel von 0,086 EUR/kg H<sub>2</sub>, erreicht die ZBW-Vergasung Wasserstoffgestehungskosten von 4,4 EUR/kg H<sub>2</sub> und der SER-Prozess von 4,6 EUR/kg H<sub>2</sub>. Der geringfügig höhere Wasserstoffpreis des SER-Prozesses, im Vergleich zur ZBW-Vergasung, ist auf die größere Einsatzmenge an Biomasse für den selben H<sub>2</sub>-Output von 18 MW zurückzuführen. Auch der um 92% steigende Bedarf an Bettmaterial der SER-Wirbelschichtvergasung wirkt sich negativ auf die Wasserstoffgestehungskosten aus.

Der Bio-H<sub>2</sub>, welcher mittels den Elektrolyseverfahren produziert wird, weist die höchsten Gestehungskosten auf. Diese betragen für die AEL 4,7 und für die PAM-Elektrolyse 5,6 EUR/kg H<sub>2</sub>. Der hohe Stromverbrauch des Silyzer 200 von Siemens erhöht die jährlichen Betriebsmittelkosten um 20%, dies wirkt sich äußerst negativ auf die Wasserstoffgestehungskosten aus.

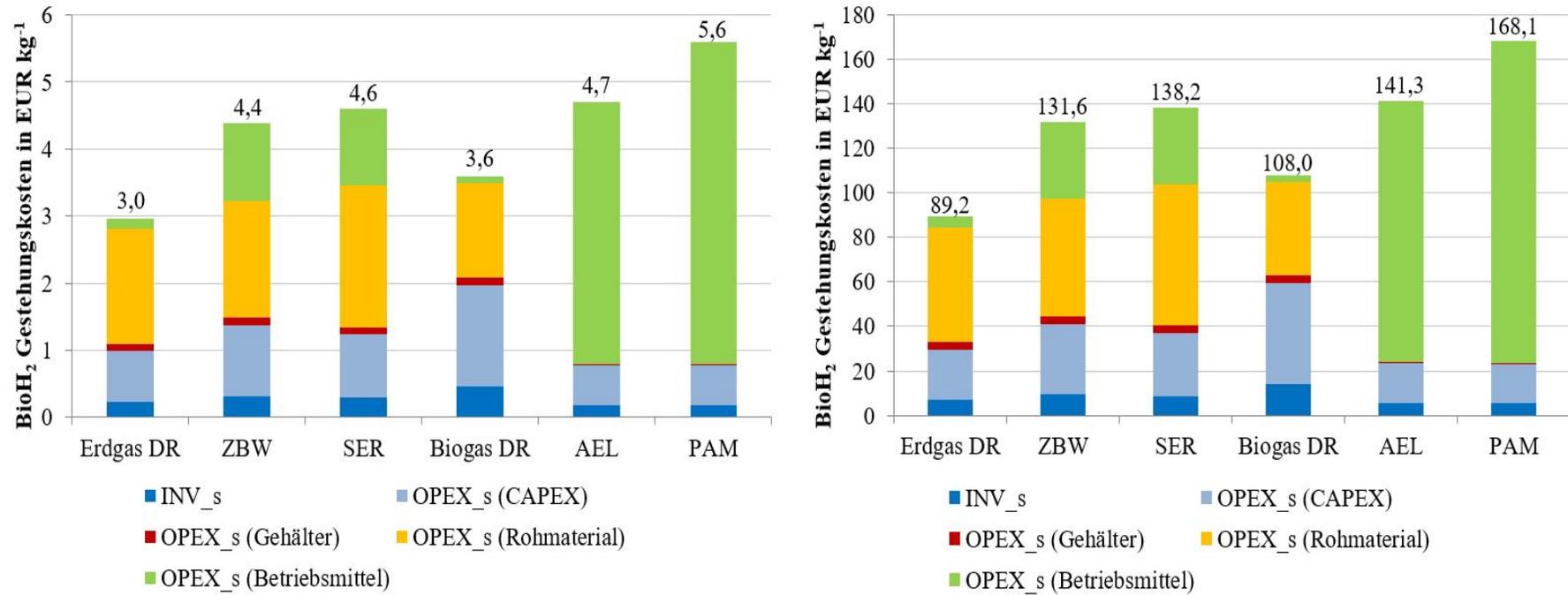


Abbildung 3.25: Zusammensetzung der Wasserstoffgestehungskosten der einzelnen Anlagenkonzepte in EUR/kg und EUR/MWh

### 3.3.1.1 Sensitivitätsanalyse

Die spezifischen Wasserstoffgestehungskosten werden von verschiedenen Parametern unterschiedlich stark beeinflusst. Dies sind hauptsächlich die Investitionsausgaben, die Rohstoff- und Betriebsmittelpreise, aber beispielsweise auch die Betriebsstunden der Anlage. Im folgenden Kapitel werden die Auswirkungen auf die H<sub>2</sub>-Gestehungskosten bei der Änderung der Investitions- und der Rohstoffkosten, der jährlichen Betriebsstunden, der Mitarbeiteranzahl und der Anlageneffizienz dargestellt und näher erläutert. Die Ergebnisse der Sensitivitätsanalyse sind in Tabelle 3.9 eingetragen.

Tabelle 3.9: H<sub>2</sub>-Gestehungskosten bei Änderung diverser Parameter

	Erdgas-DR	ZBW	SER	Biogas-DR	AEL	PAM	
<b>CAPEX</b>							
+25%	3,25	4,78	4,96	4,19	4,94	5,83	EUR/kg H <sub>2</sub>
0%	2,97	4,39	4,61	3,65	4,71	5,60	EUR/kg H <sub>2</sub>
-25%	2,69	4,00	4,25	3,01	4,48	5,37	EUR/kg H <sub>2</sub>
<b>Rohmaterialkosten</b>							
+25%	3,41	4,99	5,17	3,98	5,65	6,76	EUR/kg H <sub>2</sub>
0%	2,97	4,39	4,61	3,65	4,71	5,60	EUR/kg H <sub>2</sub>
-25%	2,54	3,78	4,05	3,21	3,77	4,44	EUR/kg H <sub>2</sub>
<b>Betriebsstunden</b>							
0%	2,97	4,39	4,61	3,65	4,71	5,60	EUR/kg H <sub>2</sub>
-25%	3,38	4,94	5,12	4,40	5,02	5,91	EUR/kg H <sub>2</sub>
<b>Mitarbeiter</b>							
+33%	3,01	4,42	4,64	3,68	4,73	5,62	EUR/kg H <sub>2</sub>
0%	2,97	4,39	4,61	3,65	4,71	5,60	EUR/kg H <sub>2</sub>
-33%	2,94	4,35	4,57	3,51	-	-	EUR/kg H <sub>2</sub>
<b>Effizienz</b>							
+5% /	2,83	4,18	4,39	3,38	4,49	5,34	EUR/kg H <sub>2</sub>
0%	2,97	4,39	4,61	3,65	4,71	5,60	EUR/kg H <sub>2</sub>
-5%	3,13	4,62	4,85	3,84	4,96	5,90	EUR/kg H <sub>2</sub>

Bei der Variation der Mitarbeiter wurden mit den +/- 33% zwei Mitarbeiter mehr beziehungsweise weniger für den Betrieb der Anlage zur Berechnung der Gestehungskosten herangezogen. Bei den Elektrolyseverfahren ist nur einen Mitarbeiter zum Betrieb der Anlage einkalkuliert, weswegen hier mit +100% auf zwei Mitarbeiter aufgestockt wurde. Die Rohstoffpreise beinhalten die Kosten des Erdgases und der Biomasse. Für die Elektrolyse wurde hier der Strompreis um +/- 25% geändert und als Rohmaterialänderung behandelt, obwohl die Stromkosten eigentlich zu den Betriebsmittelkosten zählen.

Da die geschätzten Investitionskosten mit einer recht großen Unsicherheit behaftet sind, ist eine 25%-ige Änderung in die Analyse eingeflossen. Die Anlageneffizienz wurde um  $\pm 5\%$  variiert. Eine Verminderung der jährlichen Betriebsstunden von 8000 auf mindestens 6000, ist ebenfalls Teil der Sensitivitätsanalyse.

Die Abbildungen 3.26 bis 3.31 stellen die prozentuellen Änderungen der Gestehungskosten von Wasserstoff mit den Änderungen der einzelnen Parameter für die unterschiedlichen Anlagenkonzepte graphisch dar. Allgemein lässt sich für alle Konzepte sagen, dass sich der spezifische Wasserstoffgestehungspreis mit einer erhöhten  $H_2$ -Produktionseffizienz deutlich senken lässt. Auch eine Senkung der Investitionskosten führt zu geringeren Wasserstoffgestehungskosten, wohingegen eine Reduzierung der jährlichen Betriebsstunden das Gegenteil bewirkt. Eine Erhöhung des Rohstoffpreises, im Falle der Elektrolyse der Strompreis, zieht unweigerlich eine Preiserhöhung des produzierten Wasserstoffs nach sich. Hier lässt sich schlussfolgern, dass bei allen Anlagenkonzepten, ausgenommen der Dampfreformierung von Biogas, der Rohstoffpreis nach der Anlageneffizienz, die Gestehungskosten von  $H_2$  am größten beeinflusst, wobei sich eine Änderung des Strompreises stärker auswirkt als die Änderung des Biomasse- beziehungsweise des Erdgaspreises. Den geringsten Einfluss zeigt eine Änderung der Mitarbeiteranzahl. Im Gegensatz zu den anderen Einflussfaktoren steigen beziehungsweise sinken die Produktionskosten von Wasserstoff mit einer Erhöhung oder einer Senkung der Mitarbeiteranzahl nur marginal.

Bei der Dampfreformierung von Biogas ist die Änderung des  $H_2$ -Preises durch die Senkung der Betriebsstunden oder der Änderung der Investitionskosten deutlich ausschlaggebender als die Änderung des Preises für Maissilage. Beispielsweise ändert sich der  $H_2$ -Preis mit einer 10%-igen Senkung der Betriebsstunden um plus 8%. Eine Änderung des Rohstoffpreises um plus 10% erhöht den Wasserstoffpreis hingegen nur um 4%. Dies ist durch den preisgünstigen Rohstoff Maissilage erklärbar.

Die beiden Wirbelschichtvergasungen verhalten sich sehr ähnlich. Eine Änderung des Rohstoffpreises um minus 10% beziehungsweise eine um 5% höhere Anlageneffizienz, führen für beide Konzepte zu einer Verminderung des  $H_2$ -Gestehungspreises um 5%. Ein großer Unterschied besteht bei der Änderung der Investitionskosten. Die Senkung der jener Kosten um 20% erzielt bei der ZBW-Vergasung eine Senkung des  $H_2$ -Gestehungspreises um 7%. Für den SER-Prozess liegt dieser Wert bei lediglich minus 3%. Eine Senkung der ohnehin schon niedriger geschätzten Investitionskosten des SER-Prozesses, wirkt sich nicht so stark aus.

Auch die beiden Elektrolyseverfahren verhalten sich bei der Variation der ausgewählten Parameter annähernd ident. Hier wirkt sich eine Änderung des Strompreises am stärksten auf den H<sub>2</sub>-Preis aus. Eine 10%-ige Änderung des Strompreises erhöht oder senkt den Gestehungspreis von H<sub>2</sub> um 8%. Obwohl die Investitionskosten für die Elektrolyseverfahren recht hoch sind, wirkt sich eine Senkung um 10% nur gering auf den Wasserstoffpreis aus. Dieser ändert sich um lediglich 2%. Die Variation der Anlageneffizienz zeigt den gleichen Einfluss wie auch bei den anderen Konzepten.

Die Sensitivitätsanalyse für die Dampfreformierung von Erdgas verhält sich für die ausgewählten Parameter annähernd ident zu den alternativen Methoden. Bei einer Änderung des Erdgaspreises oder der Investitionskosten um 10% ändert sich der Wasserstoffgestehungspreis um  $\pm 6\%$  beziehungsweise um  $\pm 4\%$ . Am stärksten jedoch wird auch der H<sub>2</sub>-Preis der Dampfreformierung von Erdgas von der Anlageneffizienz beeinflusst. Kann ein 5% höherer H<sub>2</sub>-Output erreicht werden, ist auch der Wasserstoffgestehungspreis um 5% geringer.

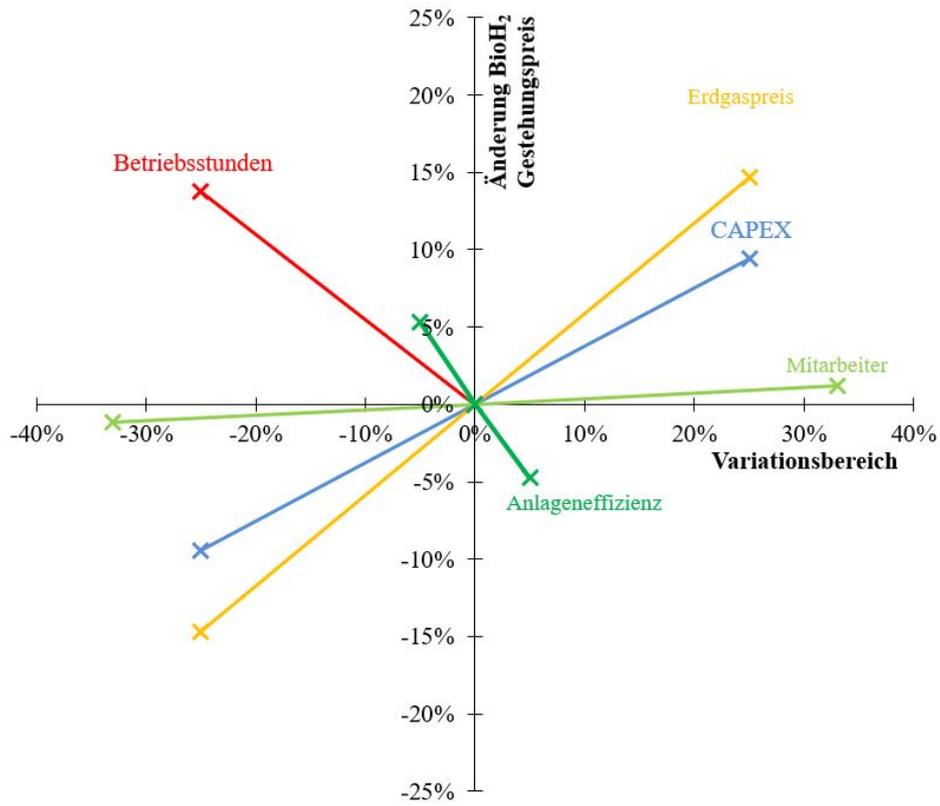


Abbildung 3.26: Sensitivitätsanalyse Erdgas-Dampfreformierung

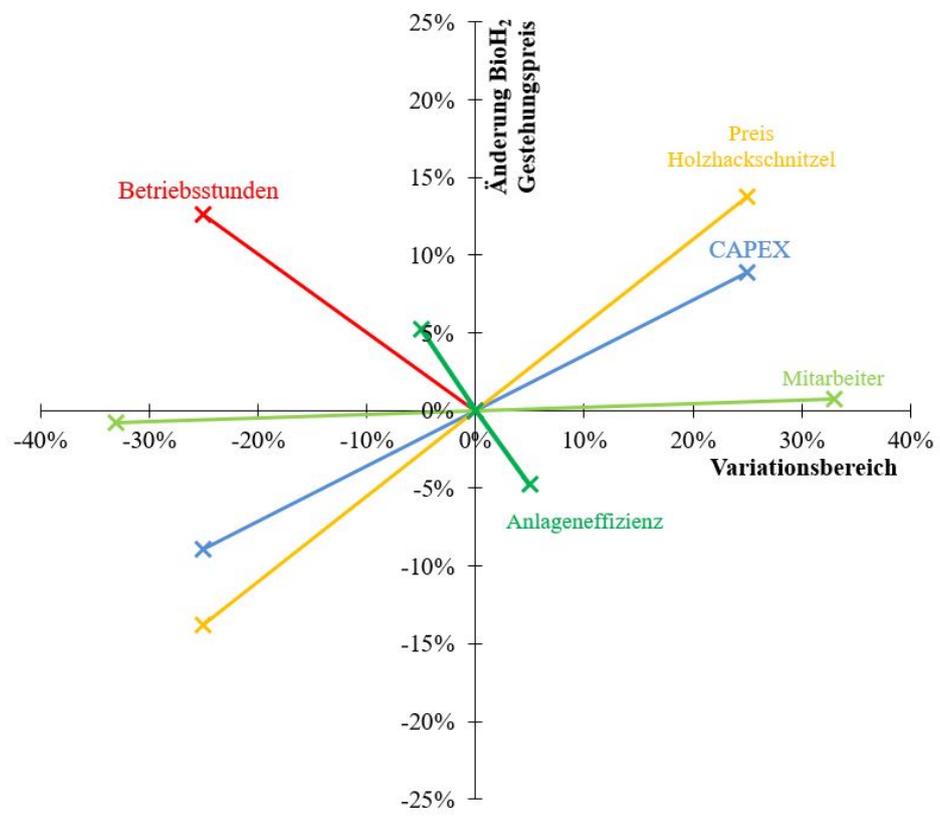


Abbildung 3.27: Sensitivitätsanalyse ZBW-Vergasung

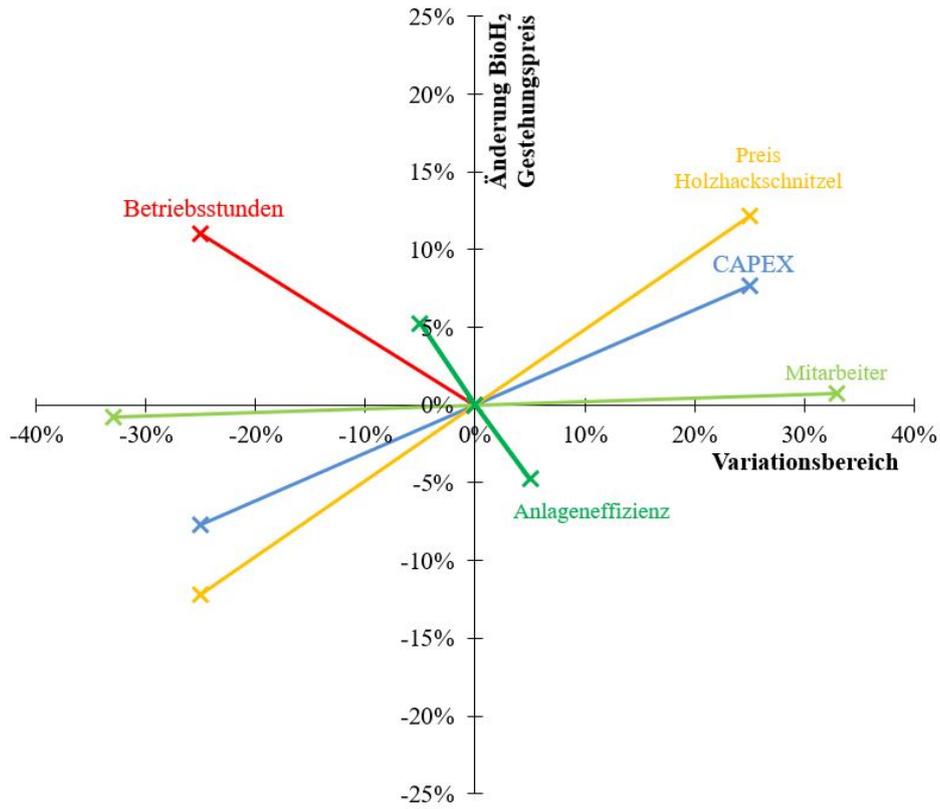


Abbildung 3.28: Sensitivitätsanalyse SER-Prozess

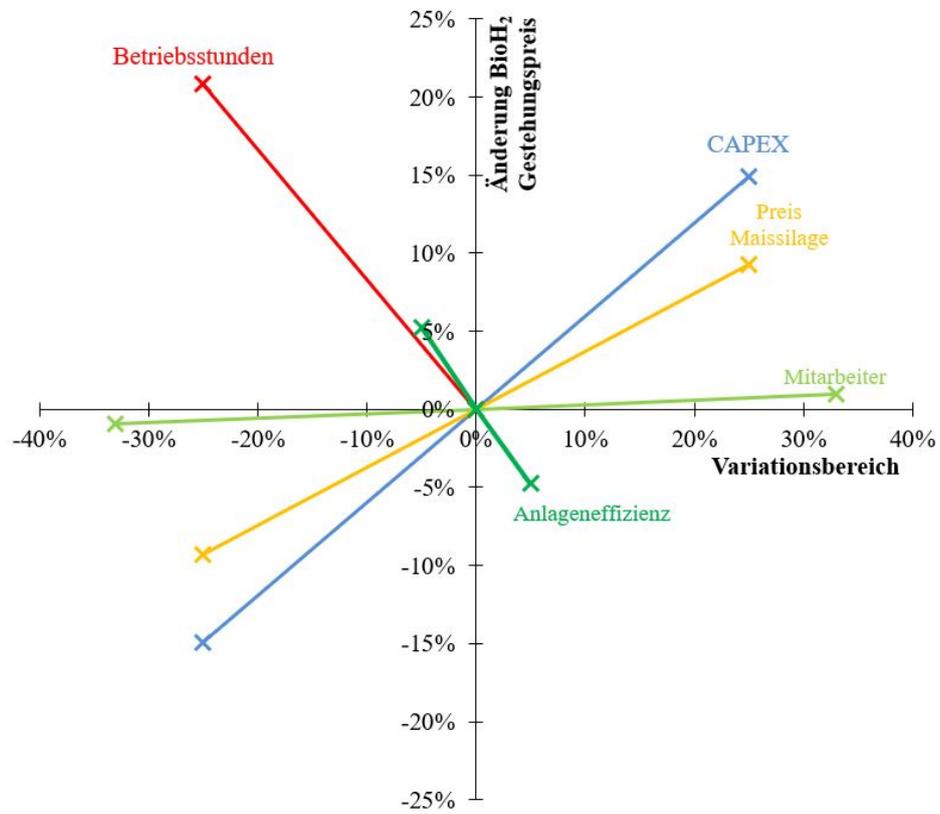


Abbildung 3.29: Sensitivitätsanalyse Biogas-Dampfreformierung

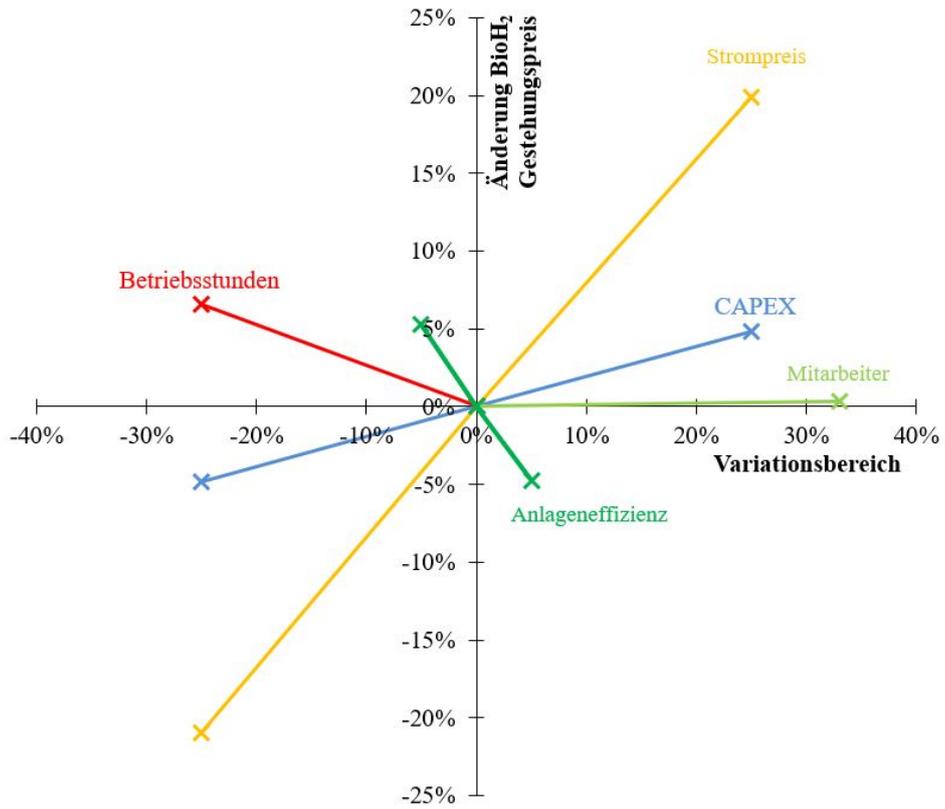


Abbildung 3.30: Sensitivitätsanalyse Alkalische Elektrolyse

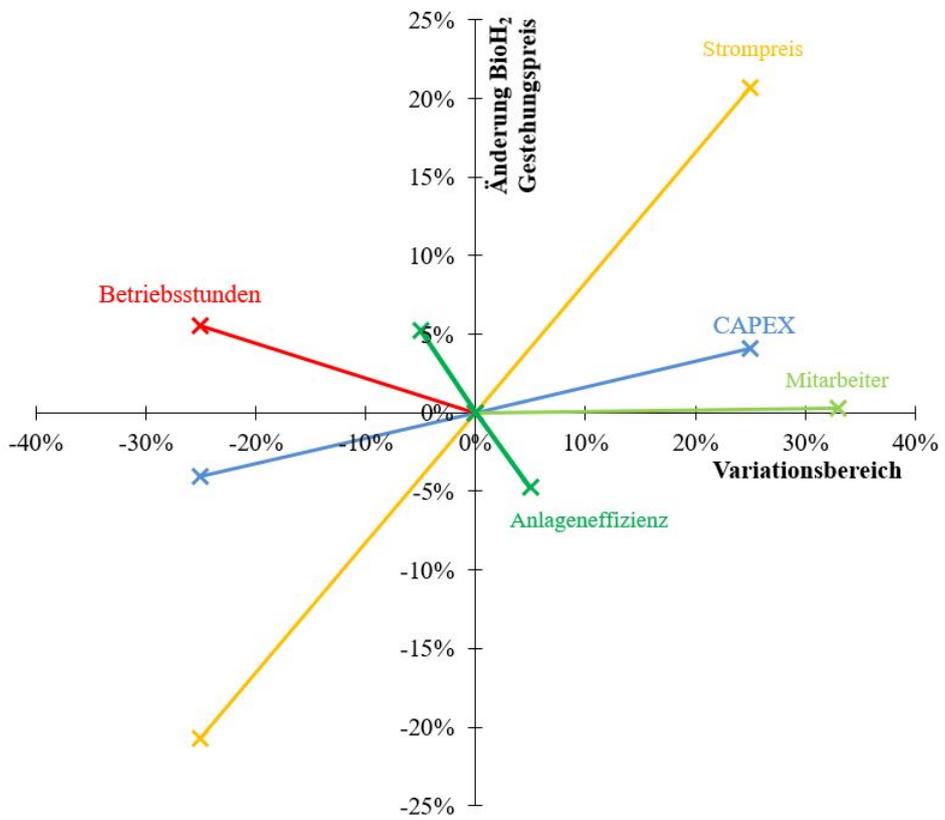


Abbildung 3.31: Sensitivitätsanalyse PAM-Elektrolyse

### 3.3.2 Distributionskosten

Um die Bereitstellungskosten von Wasserstoff an der Tankstelle ermitteln zu können, werden neben den Erzeugungskosten von Wasserstoff auch die Distributionskosten benötigt. Die Distributionskosten von Wasserstoff berücksichtigen alle Kosten, welche für die Verdichtung oder die Verflüssigung des Wasserstoffs nach der Produktion, den Transport, die Zwischenspeicherung und die Verteilung benötigt werden, und können laut [6] bis zu 2/3 der Bereitstellungskosten ausmachen. Die verwendeten Distributionskosten basieren auf Literatur und wurden gegebenenfalls auf die Outputleistung der in dieser Arbeit verwendeten Konzepte angepasst.

Wie in Kapitel 3.1 beschrieben, werden 2 Szenarien zur Versorgung einer Wasserstofftankstelle betrachtet. Szenario 1 beschreibt die on-site Versorgung einer Wasserstofftankstelle für die Busflotte der Wiener Linien. Aufgrund der ohnehin höheren Produktionskosten der Elektrolyseverfahren, welche durch entfallende Transportkosten bei on-Site Versorgungen kompensiert werden können, werden diese Wasserstoffproduktionsverfahren für Szenario 1 herangezogen. In Szenario 2 werden mehrere PKW Tankstellen durch eine zentral liegende Anlage per Trailer oder Pipeline versorgt. Die Konzepte 1 bis 3 werden hierfür als Produktionsverfahren betrachtet. In Tabelle 3.10 sind die angenommenen Daten der Wasserstofftankstellen für die Distributionskostenschätzung aufgelistet.

Tabelle 3.10: Daten Wasserstofftankstelle

<b>Versorgung zentrale Anlage</b>	
Tankstellengröße	500 kg/d
Druck CGH <sub>2</sub> -Tank PKW	700 bar
Druck CGH <sub>2</sub> -Trailer	500 bar
Versorgungskapazität	100 PKW/d
Tankkapazität PKW	5 kg
<b>on-site Versorgung</b>	
Tankstellengröße	13 125 kg/d

### 3.3.3 Versorgung mehrerer Tankstellen mit CGH<sub>2</sub>-Trailern

Die Distributionskosten für den Transport des Wasserstoffs per Gastrailer von der Produktionsstätte zu den Tankstellen setzen sich aus den für eine Verdichtung auf 500 bar notwendigen Verdichtungskosten, den Transportkosten und den Verteilungskosten an der CGH<sub>2</sub>-Tankstelle zusammen.

Die Verdichtung des Wasserstoffes nach der Produktion auf den erforderlichen Befülldruck von 500 bar der Trailer wird in [31] mit Kosten in Höhe von 0,50 EUR/kg H<sub>2</sub>, unabhängig vom betrachtetem Konzept angegeben. Alle anfallenden Transportkosten per LKW - die Beladung des LKW, der Fahrer, den Transport auf der Straße mit einer Transportdistanz von 150 km, das Abladen des H<sub>2</sub> und die Rückfahrt des leeren LKW - entsprechen laut [31] 0,86 EUR/kg H<sub>2</sub>. In der Studie des Deutschen Wasserstoffverbandes [34] werden Transportkosten von 0,50 EUR/kg H<sub>2</sub> angegeben, jedoch ohne Berücksichtigung der Investitionskosten für einen Trailer. Für die weitere Berechnung werden Transportkosten von 0,86 EUR/kg H<sub>2</sub> verwendet.

Der Wasserstoffspeicher an der Produktionsanlage wird laut [31] als Druckflaschentrailer ausgeführt, wie er auch für den Transport per LKW verwendet wird. Die Zwischenspeicherkosten enthalten zusätzlich einen Pufferspeicher, um beispielsweise einen LKW-Ausfall überbrücken zu können. Außerdem wird in [31] davon ausgegangen, dass die Speichergröße für alle Konzepte gleich sind, sich die Kosten aber aufgrund der produzierten Gesamtmenge unterscheiden. Aufgrund der angegebenen Speicherkosten wird davon ausgegangen, dass sich jene exponentiell verhalten, wodurch sich für einen Output von 18 MW Speicherkosten von etwa 0,04 EUR/kg H<sub>2</sub> ergeben.

Zuletzt werden spezifischen Verteilkosten angegeben. Hierbei sind alle Kosten der CGH<sub>2</sub>-Tankstelle, wie die Investitionskosten, Kosten für Wartung und Instandhaltung wie auch Stromkosten zum Betrieb der Tankstelle, berücksichtigt. Für die Anlieferung von gasförmigen Wasserstoff per Trailer ergeben sich nach [31] spezifische Verteilkosten von 1,17 EUR/kg H<sub>2</sub>, welche jenen der Studie des Deutschen Wasserstoff Verbandes mit 1,1 EUR/kg H<sub>2</sub> sehr ähnlich sind.

Die Gesamtkosten der Wasserstoffdistribution für den Transport per Gastrailer, mit einem durchschnittlichen Transportweg von 150 km, ergeben somit zu 2,49 EUR/kg H<sub>2</sub>. Dies entspricht auch den spezifischen Gesamtdistributionskosten von etwa 2,5 EUR/kg H<sub>2</sub> die in [11] angegeben werden. Es sei dennoch erwähnt, dass die spezifischen Distributionskosten stark abhängig von angenommenen Investi-

onskosten für den Trailer oder aber auch der Tankstelle sind. Tabelle 3.11 zeigt die Zusammenfassung der Distributionskosten für die Belieferung mit gasförmigen Wasserstoff per Trailer, welche zur weiteren Analyse verwendet werden.

Tabelle 3.11: Distributionskosten der Versorgung mittels  $\text{GH}_2$ -Trailer

		Einheit
Kosten für die Verdichtung	0,50	EUR/kg $\text{H}_2$
Transportkosten	0,86	EUR/kg $\text{H}_2$
Speicherkosten	0,04	EUR/kg $\text{H}_2$
Verteilkosten	1,17	EUR/kg $\text{H}_2$
Distributionskosten	2,49	EUR/kg $\text{H}_2$

### 3.3.4 Versorgung mehrerer Tankstellen per Pipeline

Wird der Wasserstoff per Pipeline zu den Tankstellen transportiert, ist der Verdichtungsaufwand direkt an der Produktionsstätte niedriger als jener für den Transport per Gastrailer. Der Pipelinetransport des Wasserstoffs erfordert im Gegensatz zum Gastrailertransport einen höheren Kompressionsaufwand an der Tankstelle. Es werden ebenfalls die Kosten für notwendige Zwischenverdichtungen in der Pipeline während des Transports berücksichtigt. Insgesamt ergeben sich somit laut [31] spezifische Wasserstofftransportkosten für den Pipelinetransport von 0,83 EUR/kg  $\text{H}_2$  für eine durchschnittliche Transportdistanz von 150 km.

Die spezifischen Verteilkosten ergeben sich wie schon zuvor durch alle anfälligen Kosten an der  $\text{CGH}_2$ -Tankstelle. Unterschiedlich zur Anlieferung per Gastrailer ist das fehlende hohe Druckniveau bei der Pipelineanlieferung, wodurch sich höhere Strom- und Wartungskosten ergeben. Die Investitionskosten einer Tankstelle mit Anlieferung per Pipeline hat hingegen niedrigere Investitionskosten [31]. Es ergeben sich somit spezifische Verteilkosten von 1,00 EUR/kg  $\text{H}_2$ .

Für die Pipelineanlieferung von Wasserstoff werden somit Gesamtdistributionskosten von 1,83 EUR/kg  $\text{H}_2$  angenommen, welche nochmals in Tabelle 3.12 zusammengefasst werden. In [2], [6] und [34] werden für die Anlieferung per Pipeline Distributionskosten von 2,0 EUR/kg, 2,73 EUR/kg beziehungsweise 2,3 EUR/kg angegeben. Auch hier sei wiederum angemerkt, dass die Kosten stark von den angenommenen Investitionskosten für Kompressoren, Pipeline-Errichtung wie auch Errichtungskosten für eine Tankstelle abhängig sind.

Tabelle 3.12: Distributionskosten der Versorgung mittels Pipeline

		Einheit
Transportkosten inkl. notwendige Zwischenverdichtungen innerhalb der Pipeline	0,83	EUR/kg
Verteilkosten	1,00	EUR/kg H <sub>2</sub>
Distributionskosten	1,83	EUR/kg H <sub>2</sub>

### 3.3.5 Versorgung mehrerer Tankstellen mit LH<sub>2</sub>-Trailern

Die Verteilung von flüssigem Wasserstoff an die Tankstellen, erfordert eine Verflüssigung von H<sub>2</sub> nach der Produktion vor der Befüllung der Trailer. Es wird davon ausgegangen, dass der produzierte Wasserstoff direkt nach der Produktion, durch einen an die Produktion angeschlossenen Verflüssiger verflüssigt wird. Nach Anpassung der sämtlicher Kosten wie Investitionskosten, Stromkosten, Wartungskosten, für den Verflüssiger an die Outputleistung von 18 MW, ergeben sich nach [34] Verflüssigungskosten von 0,60 EUR/kg H<sub>2</sub>.

Die spezifischen Transportkosten beinhalten wiederum alle anfallenden Kosten für den Transport per LKW, wie die Investitionskosten des Trailers, den Fahrer, die Be- und Entladung, wie auch den Transportweg von durchschnittlich 150 km, und belaufen sich laut [34] auf 0,07 EUR/kg H<sub>2</sub>. In alternativen Literaturstellen, wie Simbeck und Chang in [11], geht man von 0,1 EUR/kg H<sub>2</sub> aus. Die höhere Transportkapazität des Flüssigtrailers, beeinflusst die Transportkosten im Gegensatz zu jenen des gasförmigen Transports, sehr positiv. Somit wird der bei der Wasserstoff-Verflüssigung höhere Primärenergieaufwand, teilweise durch den geringeren Transportaufwand gegenüber des gasförmigen Wasserstoffs kompensiert [6]. Für die weitere Berechnung werden spezifische Transportkosten von 0,085 EUR/kg H<sub>2</sub>, als Mittelwert der beiden auf Literatur basierten Werte, angenommen.

Zuletzt werden noch die Verteilkosten an der Tankstelle angegeben, wobei Investitionskosten, Kosten für Wartung und Instandhaltung wie auch Stromkosten zum Betrieb der Tankstelle berücksichtigt werden. Die Verteilkosten ergeben laut [34] 1,03 EUR/kg H<sub>2</sub>. Der Unterschied zu [11] mit 1,2 EUR/kg H<sub>2</sub> ist wiederum auf unterschiedlich angenommene Investitionskosten für Tankstelle und Trailer zurückzuführen. Auch für die spezifischen Verteilkosten wird in weiterer Folge der Mittelwert der in den Literaturstellen angegebenen Werte, zur Berechnung herangezogen.

Tabelle 3.13: Distributionskosten der Versorgung mittels LH<sub>2</sub>-Trailer

		Einheit
Kosten für die Verflüssigung	0,60	EUR/kg H <sub>2</sub>
Transportkosten	0,085	EUR/kg H <sub>2</sub>
Verteilkosten	1,12	EUR/kg H <sub>2</sub>
Distributionskosten	1,81	EUR/kg H <sub>2</sub>

### 3.3.6 On-Site Versorgung mit gasförmigen oder flüssigen H<sub>2</sub>

Für die on-site Versorgung einer Tankstelle für die Busflotte der Wiener Linien mit gasförmigen oder flüssigen Wasserstoff, unterscheiden sich die Distributionskosten zu jenen der Versorgung von PKW Tankstellen, durch die entfallenden Transportkosten.

Für die Versorgung mit gasförmigen Wasserstoff müssen neben den entfallenden Transportkosten auch höhere Kosten für die Verdichtung auf 890 bar zum Betanken an der Tankstelle direkt nach der Produktion berücksichtigt werden. Ajanovic A. spricht in [2] von Verdichtungskosten von 1,00 EUR/kg H<sub>2</sub> bei on-site Versorgungen und einer Verdichtung auf 890 bar. Dies bedeutet für die gasförmige Versorgung spezifische Distributionskosten von 2,17 EUR/kg H<sub>2</sub>. Die Distributionskosten der Versorgung mit flüssigem Wasserstoff ergibt abzüglich der Transportkosten 1,73 EUR/kg H<sub>2</sub>.

Tabelle 3.14: Distributionskosten der on-site Versorgung

	Distributionskosten	Einheit
CGH <sub>2</sub>	2,17	EUR/kg H <sub>2</sub>
LH <sub>2</sub>	1,73	EUR/kg H <sub>2</sub>

### 3.3.7 Bereitstellungskosten für Wasserstoff

Schlussendlich können über die Wasserstoffgestehungskosten und die Distributionskosten die Kosten für die Bereitstellung von Wasserstoff an den Tankstellen je Konzept berechnet und gegenübergestellt werden.

### 3.3.7.1 On-site Versorgung einer Tankstelle der Wiener Linien

Für die on-site Versorgung für eine Betriebsgarage eines Teils der Busflotte der Wiener Linien, wurden die Elektrolysekonzepte ausgewählt.

Die Gestehungskosten für Wasserstoff für die Konzepte der Alkalischen Elektrolyse beziehungsweise der Protonen-Austausch Membran Elektrolyse sind in Kapitel 3.25 ermittelt worden. Abbildung 3.32 zeigt die spezifischen Bereitstellungskosten der beiden Elektrolyseverfahren und der Referenzmethode.

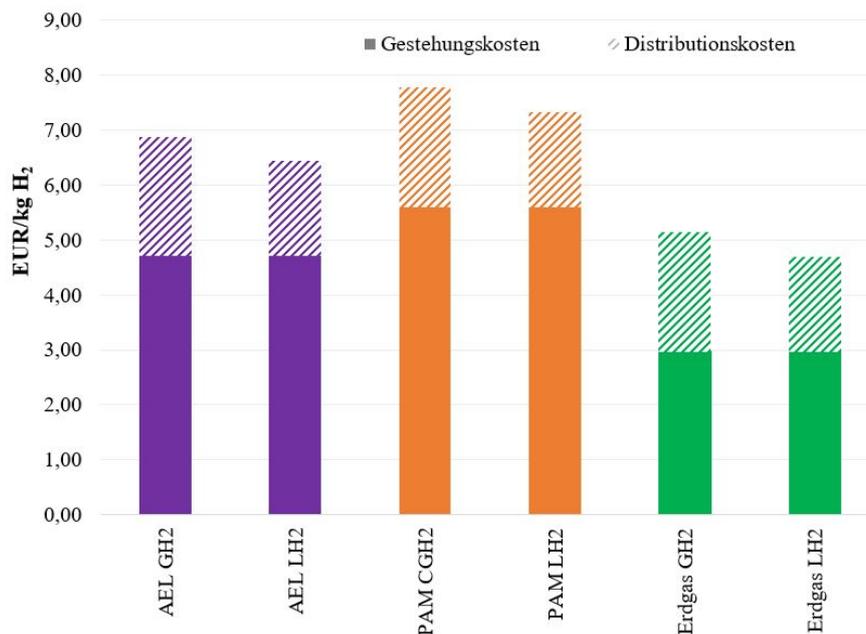


Abbildung 3.32: Bereitstellungskosten von H<sub>2</sub> für die on-site Versorgung

Es ist zu erkennen, dass Bio-H<sub>2</sub> aus den Elektrolyseverfahren, bis zu 66% teurer ist, als aus Erdgas gewonnener Wasserstoff. Wie die Sensitivitätsanalyse bereits gezeigt hat, sind die Bereitstellungskosten stark von den Investitionskosten der Anlagen beziehungsweise der Tankstellen und den Rohstoffpreisen abhängig. Die Bereitstellungskosten für die Elektrolyseverfahren bewegen sich mit den angenommenen Daten zwischen 6,4 und 7,8 EUR/kg H<sub>2</sub>, abhängig vom Verfahren und der Art der Wasserstofflogistik. In [34] und [24] werden Wasserstoffgestehungskosten für aus Elektrolyse gewonnenem H<sub>2</sub> von etwa 5 bis 5,5 EUR/kg H<sub>2</sub> angegeben. Von Bereitstellungskosten zwischen in etwa 7 und 8 EUR/kg H<sub>2</sub> wird in [40] ausgegangen. Neben den Investitionskosten und den Rohstoffpreisen, in diesem Fall die Strompreise, sind auch die Anlagengrößen und somit die Outputleistung ausschlaggebend für die Bereitstellungskosten.

### 3.3.7.2 Versorgung von mehreren Tankstellen durch eine zentral liegende Anlage

Wie eingangs schon erwähnt, wird in Szenario 2 die Versorgung von mehreren Tankstellen über eine zentral liegende Anlage über mehrere Transportwege betrachtet. Die Transportmöglichkeiten erstrecken sich über den Transport von gasförmigen Wasserstoff mittels Druckflaschentrailer, den Transport von flüssigem Wasserstoff per LKW und die Belieferung der Tankstelle per Pipeline. Abbildung 3.33 zeigt die Bereitstellungskosten von  $H_2$  an einer Tankstelle.

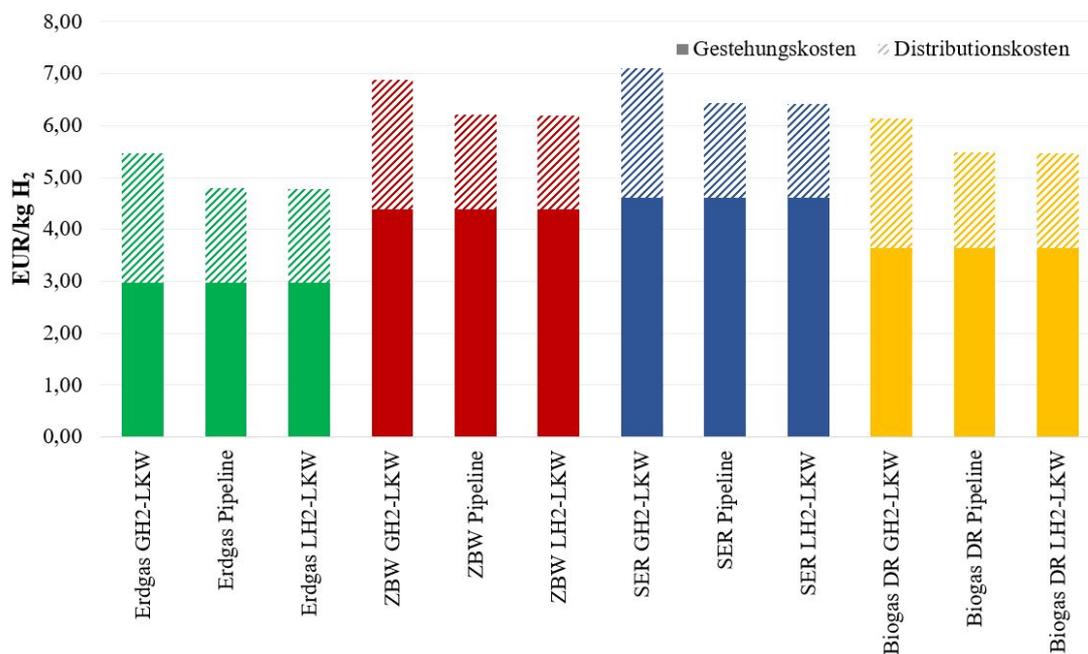


Abbildung 3.33: Bereitstellungskosten von  $H_2$  Versorgung über eine zentral liegende Anlage

Es ist zu erkennen, dass der  $H_2$  aus Biomasse, welcher in der Produktion günstiger ist, durch die Berücksichtigung der Distributionskosten, in der Bereitstellung fast genauso viel kostet wie der Wasserstoff aus den Elektrolyseverfahren bei der on-site Versorgung. Für die Wirbelschichtvergasungsverfahren ergeben sich Bereitstellungskosten von in etwa 6,2 bis 7 EUR/kg  $H_2$ . Dies entspricht in etwa den Bereitstellungskosten, welche in der Literatur zu finden sind. In [31] wird ein Konzept der Biomassevergasung betrachtet, welches den beiden in dieser Arbeit ähnelt. Hier werden  $H_2$ -Kosten von etwa 7 EUR/kg angegeben. Auch der Deutsche Wasserstoff Verband gibt in [34] Bereitstellungskosten von Wasserstoff aus Biomassevergasung von 6,7 EUR/kg  $H_2$  an. Der Wasserstoff aus der Biomassevergasung fällt teurer aus, als jener aus der Dampfreformierung von Erdgas. Die in der Literatur angegebenen Kosten für  $H_2$  aus Erdgas schwanken mit Werten von 2 bis 3 EUR/kg  $H_2$  in [26], bis zu knapp 4 EUR/kg  $H_2$  in [31] und [34]. Im Zuge der Arbeit wurden  $H_2$ -Bereitstellkosten von 4,8 bis 5,5 EUR/kg  $H_2$  für Wasserstoff aus Erdgas er-

rechnet. Die Unterschiede zu den in der Literatur angegebenen Wasserstoffpreisen aus Erdgas sind auf die angenommenen Investitionskosten und die verwendeten Erdgaspreise zurückzuführen.

Die Bereitstellungskosten des Wasserstoffs aus der Dampfreformierung von Biogas unterscheidet sich mit 5,5 bis 6,1 EUR/kg H<sub>2</sub> am geringsten von der fossilen Variante. Wie schon in Kapitel 3.3.1.1 erwähnt, wirken sich die günstigen Rohstoffpreise bei der Biogasherstellung stark auf die Gestehungskosten und somit auf die Bereitstellungskosten des Wasserstoffes aus. Die Studie des DBFZ [31] betrachtet eine Biogas Dampfreformierung mit einer geringeren Outputleistung und weist Bereitstellungskosten von 6,5 EUR/kg H<sub>2</sub> aus, die in etwa mit den in dieser Arbeit ermittelten Kosten vergleichbar sind.

Prinzipiell lassen sich in der Literatur Bereitstellungskosten von Bio-H<sub>2</sub> zwischen 3 und 8 EUR/kg H<sub>2</sub> finden. In einigen Studien oder Berichten unterscheidet man ebenfalls zwischen der Bereitstellung von Flüssigwasserstoff und gasförmigen Wasserstoff. Tendenziell ist die Bereitstellung von Flüssigwasserstoff, wie beispielsweise in [26] oder [40] kostenintensiver als jene von CGH<sub>2</sub>. In einigen Studien wie [11] oder [34] ist hingegen Flüssigwasserstoff günstiger. Wie in Abbildung 3.32 zu erkennen, ist die Bereitstellung von LH<sub>2</sub> in dieser Arbeit, ebenfalls etwas günstiger als die Bereitstellung von gasförmigen H<sub>2</sub>. Es wurde davon ausgegangen, dass sich die erhöhte Transportmenge, und die geringeren Investitionskosten der Tankstelle, aufgrund eines zu konventionellen Tankstellen sehr ähnlichen einfacheren Tankstellenaufbaus, positiv auf die Distributionskosten auswirken und die hohen Kosten, welche bei der Verflüssigung des Wasserstoffes anfallen, kompensieren.

Der Transport von CGH<sub>2</sub> wird aufgrund seiner bei weitem geringeren Transportleistung und Energiedichte, als teuerste Transportmöglichkeit für den Wasserstoff ausgemacht. Die Verteilung per Pipeline, erfordert zwar recht hohe Investitionskosten und einen großen Genehmigungsaufwand zur Errichtung eines Pipelinesystems, dennoch kann der Transport per Pipeline als günstigste Variante ausgemacht werden.

### 3.3.7.3 H<sub>2</sub> im Vergleich mit konventionellen Kraftstoffen

Um den Wasserstoffpreis für eine Reichweite von 100 km besser interpretieren zu können, wird dieser in Tabelle 3.15 mit dem durchschnittlichen Preis auf Basis von 2018, der konventionellen Kraftstoffe Diesel und Benzin, aber auch mit Erdgas verglichen. Für den Wasserstoffpreis wurde der Mittelwert aus den bearbeiteten Konzepten gebildet.

Tabelle 3.15: Vergleich H<sub>2</sub> aus Elektrolyse mit konventionellen Kraftstoffen

	Ø-Verbrauch	gemittelte Kosten	Kosten pro 100 km
Benzin	7,0 L/100 km [5]	1,26 EUR/L [44]	8,8 EUR
Diesel	6,6 L/100 km [5]	1,22 EUR/L [44]	8,1 EUR
Erdgas	5,3 kg/100 km [5]	1,10 EUR/kg [1]	5,83 EUR
H <sub>2</sub> -Elektrolyse	1,5 kg/100km [43]	7,1 EUR/kg	10,7 EUR
H <sub>2</sub> -Vergasung	1,5 kg/100km [43]	6,6 EUR/kg	9,9 EUR
H <sub>2</sub> -Biogas DR	1,5 kg/100km [43]	5,8 EUR/kg	8,7 EUR

Die berechneten H<sub>2</sub>-Preise pro 100 km der Elektrolyseverfahren sind 22% beziehungsweise 32% teurer als jene von Benzin und Diesel. Auch der Wasserstoff aus den Vergasungsverfahren mit errechneten 9,9 EUR pro 100 km liegt deutlich über den Preisen der fossilen Kraftstoffe. Die Dampfreformierung von Biogas liefert den günstigsten H<sub>2</sub>, welcher den Preisen von Benzin und Diesel am nächsten kommt. Erdgas ist sowohl im Vergleich zu Benzin und Diesel, als auch verglichen mit H<sub>2</sub> der günstigste Treibstoff.

## 4 Zusammenfassung und Ausblick

Die Zielsetzung dieser Arbeit war die technische und ökonomische Betrachtung und Gegenüberstellung von unterschiedlichen Produktions- und Distributionskonzepten zur Bereitstellung von nachhaltig produziertem Wasserstoff. Im Zuge der technischen Betrachtung der unterschiedlichen Konzepte wurden die Massen- und Energieströme ermittelt. Zur besseren Vergleichbarkeit der einzelnen Konzepte, entspricht die Outputleistung für alle betrachteten Konzepte 18 MW. Die ökonomische Betrachtung erfolgte aufbauend auf die ermittelten Massen- und Energieströme.

Es zeigte sich, dass die Gesteungskosten von Wasserstoff für die beiden Biomassevergasungsverfahren sehr ähnlich ausfallen. Wobei die Produktion von  $H_2$  über die sorptions-unterstützte Biomassevergasung, durch einen höheren Biomasse- und Bettmaterialeinsatz, geringfügig teurer ist. Außerdem ist die Schätzung der Investitionskosten mit einer Unsicherheit von -30 bis +50% behaftet. Für die Annahme der Investitionskosten des SER-Konzeptes wurden die Investitionskosten der ZBW-Vergasung um die Kosten eines Aminwäschers und einer WGS reduziert. Die Gesteungskosten der beiden Biomassevergasungen, können vor allem durch die Erhöhung der Anlageneffizienz und die Senkung der Holzhackschnitzelpreise gesenkt werden. Auch geringere Investitionssummen, führen zu geringeren Wasserstoffproduktionskosten. Im Vergleich zu den Produktionskosten von  $H_2$  aus Erdgas, ist der Bio- $H_2$  um in etwa 48 bis 53 % teurer. Die höheren Kosten für  $H_2$  aus Biomassevergasungsverfahren, im Gegensatz zum fossilen Wasserstoff können einerseits durch den um 68% teureren Rohstoffpreis und andererseits durch die um etwa sieben mal höheren Betriebsmittelkosten erklärt werden.

Die niedrigsten Gesteungskosten für nachhaltig produzierten  $H_2$  weist die Dampfreformierung von Biogas auf, welche um 0,60 EUR/kg höher sind als jene des  $H_2$  aus fossilem Erdgas. Der Rohstoff, Maissilage bei der nachhaltigen Variante, ist annähernd kostengleich mit den angenommenen Erdgaspreisen. Die um 77% niedrigeren Betriebsmittelkosten der Biogas-Dampfreformierung, im Gegensatz zur fossilen Variante, wirken sich sehr positiv auf die Gesteungskosten von Wasserstoff aus. Der  $H_2$ -Gesteungspreis der Biogas Dampfreformierung, wird dennoch durch die im Gegensatz zur fossilen Variante doppelt so hohen Investitionskosten negativ beeinflusst. Durch die Sensitivitätsanalyse der Biogas-Dampfreformierung ist zu erkennen, dass die jährlichen Betriebsstunden, direkt gefolgt von den Investitionskosten den größten Einfluss auf die Wasserstoffgestehungskosten haben.

Der aus der Elektrolyse gewonnene Wasserstoff weist die höchsten Gestehekungs-kosten auf. Aufgrund des hohen Strom- und Wasserbedarfs machen die Betriebs-mittelkosten mit 85% den größten Teil der Gestehekungskosten von  $H_2$  aus. Im Ge-gensatz zur Dampfreformierung von Erdgas sind die Betriebsmittelkosten der Elek-trolyseverfahren 26 bis 32-mal höher. Die Sensitivitätsanalyse zeigte, dass die Ge-steinungskosten der Elektrolyseverfahren vorallem durch eine Senkung des Strom-preises und einer Erhöhung der Anlageneffizienz stark reduziert werden können. Die Investitionskosten haben hier, im Gegensatz zu den anderen Konzepten, einen geringeren Einfluss.

Für die Wasserstoffdistribution wurden in dieser Arbeit unterschiedliche Vari-anten betrachtet. Einerseits die Versorgung von Wasserstofftankstellen per Pipeline oder LKW in gasförmigen oder flüssigen Zustand des  $H_2$ , und andererseits die on-site Versorgung einer Tankstelle. Prinzipiell lässt sich sagen, dass die Distribu-tionskosten stark von den angenommenen Investitionskosten der Verteilungskonzepte wie auch der Tankstellen abhängig sind. So finden sich auch in der Literatur die unterschiedlichsten Preise für die Distribution von Wasserstoff.

Die Elektrolyseverfahren wurden aufgrund der ohnehin schon hohen Gestehekungskosten des  $H_2$  für die on-site Versorgung der Tankstelle für einen Teil der Busflotte der Wiener Linien ausgewählt. Die wegfallenden Transportkosten kom-pensieren die höheren Wasserstoffgestehekungskosten, sodass die Bereitstellungskosten der Elektrolyseverfahren nur mehr geringfügig höher sind als jene der anderen Verfahren.

Durch die angenommenen Distributionskosten ist die Distribution von flüssig Wasserstoff um 27% günstiger als die Verteilung von  $CGH_2$  per LKW. Die Verflüs-sigung von Wasserstoff erfordert zwar dreimal soviel Energie wie die Verdichtung von Wasserstoff, hingegen sind aber die Investitionskosten für Flüssigwasserstoff-Tankstellen um einiges geringer. Die Verteilung von  $H_2$  über ein Pipelinenetzwerk, wäre auf lange Sicht die günstigste Variante um Wasserstoff an den Tankstellen be-reitzustellen. Hier ist aber zu berücksichtigen, dass nicht nur die Investitionskosten zur Errichtung des Pipelinesystems hoch sind, sondern auch dass die Infrastruktur neu errichtet werden muss. Die Infrastruktur für den Transport per LKW besteht bereits, und ist im Gegensatz zu einem Pipelinesystem auch flexibel und schnell anpassungsfähig.

Prinzipiell wurde die Erkenntnis gewonnen, dass für die wirtschaftliche Nutzung von nachhaltig produziertem Wasserstoff als Kraftstoff, Fördermaßnahmen getroffen werden müssen. Nicht nur die hohen Investitionskosten für ein Wasserstoffauto, sondern auch die fehlende Infrastruktur, macht die Nutzung von Wasserstoff als Treibstoff für den Kunden unattraktiv. Auch die höheren Gestehungskosten von  $H_2$  über die nachhaltigen Konzepte, im Gegensatz zur Gewinnung von  $H_2$  aus Erdgas, macht die Nutzung von nachhaltig produziertem Wasserstoff noch unwirtschaftlich. Dies könnte sich mit steigenden Erdgaspreisen, beispielsweise aufgrund eines Versorgungsengpasses, rasch ändern. Außerdem liegen die errechneten Kosten pro 100 km von  $H_2$  über jenen der fossilen Kraftstoffe Benzin, Diesel und Erdgas.

Abschließend lässt sich sagen, dass bei vorhandener Infrastruktur und möglichen Fördermaßnahmen, oder hohen Erdgaspreisen, die Nutzung von nachhaltig produziertem Wasserstoff als Kraftstoff in Zukunft eine Möglichkeit darstellen könnte, um fossile Kraftstoffe teilweise zu substituieren. Es können Tankstellen über dezentrale Elektrolyseanlagen on-site versorgt werden, wie auch mehrere Tankstellen über eine zentrale Anlage über verschiedene Verteilungswege von  $H_2$  beliefert werden.

# A Daten der chemischen Verbindungen

Tabelle A.1: Chemische Verbindungen: Spezifische Daten für die Berechnungen

Komponente	Molare Masse kg/kmol	Dichte kg/ $Nm^3$	Heizwert MJ/kg
H <sub>2</sub>	2	0,0899	120
CO <sub>2</sub>	44,01	1,9769	
CH <sub>4</sub>	16,04	0,7168	50,013
CO	28,01	1,2505	10,103
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,05	1,261	47,146
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	1,356	47,486
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,10	1,251	46,354
Daten für H <sub>2</sub> O		Einheit	
Molare Masse	18	kg/kmol	
Verdampfungsenergie	2,5	MJ/kg	
Molvolumen	22,414	$Nm^3$ /kmol	

# B Anlagenkonzept 1:

## Zweibett-Wirbelschichtvergasung

Tabelle B.1: Daten für Massen- und Energieströme der ZBW-Vergasung

	ZBW Output	WGS Input	WGS Output	RME Output	abgetrenntes CO <sub>2</sub> AW	Einheit
$\dot{V}$	18429,7	29521,5	29485,7	15274,9	4788,2	$Nm^3/h$
T	850	356,4	436,4	50	50	$^{\circ}C$
p	1	1	1	1	1	bar
$\varphi_{H_2}$	0,2561	0,1600	0,2397	0,4605	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO}$	0,1414	0,0883	0,0086	0,0166	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO_2}$	0,1376	0,0860	0,1657	0,3183	1,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CH_4}$	0,0578	0,0361	0,0361	0,0694	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{H_2O}$	0,3867	0,6168	0,5371	0,1107	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_2H_4}$	0,0132	0,0083	0,0083	0,0159	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_2H_6}$	0,0009	0,0006	0,0006	0,0011	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_3H_8}$	0,0031	0,0020	0,0020	0,0038	0,0000	$m^3/m^3$

	DWA Input	DWA Output	DWA Adsorbat	Einheit
$\dot{V}$	8861,2	6007,8	2853,4	$Nm^3/h$
T	25	25	25	$^{\circ}C$
p	10	10	10	bar
$\varphi_{H_2}$	0,7976	>0,9990	0,3716	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO}$	0,0286	<0,0001	0,0889	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO_2}$	0,0110	<0,0001	0,0342	$m^3/m^3$
$\varphi_{CH_4}$	0,1201	<0,0001	0,3731	$m^3/m^3$
$\varphi_{H_2O}$	0,0000	<0,0001	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_2H_4}$	0,0276	<0,0001	0,0858	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_2H_6}$	0,0020	<0,0001	0,0062	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_3H_8}$	0,0067	<0,0001	0,0207	$m^3/m^3$

## C Anlagenkonzept 2: SER-Prozess

Tabelle C.1: Daten für Massen- und Energieströme des SER-Prozesses

	SER Output	RME Output	DWA Input	DWA Output	DWA Adsorbat	Einheit
$\dot{V}$	17046,2	12092,7	12092,7	6007,8	6084,9	$Nm^3/h$
T	650	40	25	25	25	$^{\circ}C$
p	1	1	10	10	10	bar
$\varphi_{H_2}$	0,4146	0,5845	0,5845	>0,9990	0,1742	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO}$	0,0595	0,0839	0,0839	<0,0001	0,1667	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO_2}$	0,0739	0,1042	0,1042	<0,0001	0,2070	$m^3/m^3$
$\varphi_{CH_4}$	0,0778	0,1097	0,1097	<0,0001	0,2180	$m^3/m^3$
$\varphi_{H_2O}$	0,3460	0,0781	0,0781	<0,0001	0,1551	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_2H_4}$	0,0085	0,0120	0,0120	<0,0001	0,0238	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_2H_6}$	0,0065	0,0092	0,0092	<0,0001	0,0183	$m^3/m^3$

# D Anlagenkonzept 3: Anaerobe Fermentation und Reformie- rung des Biogases

Tabelle D.1: Simulationsdaten Biogas Dampfreformierung

	Biogas in AW	AW Output	abgetrenntes CO <sub>2</sub>	überhitzter Dampf	DR Feed	Einheit
$\dot{V}$	4198,5	1995,9	1599,8	5995,3	7991,2	$Nm^3/h$
T	25	25	50	400	550	$^{\circ}C$
p	1	1	1	10	10	bar
$\varphi_{H_2}$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO}$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO_2}$	0,4540	0,0164	1,0000	0,0000	0,0020	$m^3/m^3$
$\varphi_{CH_4}$	0,5460	0,9836	0,0000	0,0000	0,2507	$m^3/m^3$
$\varphi_{H_2O}$	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,7473	$m^3/m^3$
	WGS Feed	WGS Output	DWA Feed	DWA Adsorbat	H <sub>2</sub>	Einheit
$\dot{V}$	11752,0	11752,0	9085,6	3077,6	6007,8	$Nm^3/h$
T	350	430	25	25	25	$^{\circ}C$
p	10	10	10	10	10	bar
$\varphi_{H_2}$	0,5329	0,6033	0,7761	0,3421	1,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO}$	0,1072	0,0369	0,0474	0,1394	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO_2}$	0,0542	0,1246	0,1602	0,4708	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CH_4}$	0,0104	0,0104	0,0134	0,0393	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{H_2O}$	0,2953	0,2249	0,0000	0,0000	0,0000	$m^3/m^3$

# E Referenzmethode: Erdgas-Dampfreformierung

Tabelle E.1: Simulationsdaten Dampfreformierung von Erdgas

	Erdgas	Dampf	überhitzter Dampf	DR Feed	DR Output	Einheit
$\dot{V}$	1973,3	6016,5	6016,5	7989,8	11693,7	$Nm^3/h$
T	25	181	400	550	850	$^{\circ}C$
p	1,5	10	10	10	10	bar
$\varphi_{H_2}$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,5309	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO}$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1054	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO_2}$	0,0008	0,0000	0,0000	0,0002	0,0541	$m^3/m^3$
$\varphi_{CH_4}$	0,9842	0,0000	0,0000	0,2448	0,0100	$m^3/m^3$
$\varphi_{H_2O}$	0,0000	1,0000	1,0000	0,7512	0,2982	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_2H_6}$	0,0050	0,0000	0,0000	0,0020	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_3H_8}$	0,0019	0,0000	0,0000	0,0012	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{N_2}$	0,0081	0,0000	0,0000	0,0005	0,0014	$m^3/m^3$

	WGS Feed	WGS Output	DWA Feed	DWA Adsorbat	H <sub>2</sub>	Einheit
$\dot{V}$	11693,7	11693,7	9043,3	3035,5	6007,8	$Nm^3/h$
T	350	429	25	25	25	$^{\circ}C$
p	10	10	10	10	10	bar
$\varphi_{H_2}$	0,5309	0,6007	0,7763	0,3423	1,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO}$	0,1054	0,0356	0,0460	0,1352	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CO_2}$	0,0541	0,1240	0,1602	0,4709	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{CH_4}$	0,0100	0,0100	0,0129	0,0379	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{H_2O}$	0,2982	0,2284	0,0029	0,0000	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_2H_6}$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{C_3H_8}$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	$m^3/m^3$
$\varphi_{N_2}$	0,0014	0,0014	0,0018	0,0052	0,0000	$m^3/m^3$

# Tabellenverzeichnis

2.1	Betriebsparameter der CO <sub>2</sub> -Wäsche mit aMDEA . . . . .	34
2.2	verwendete Simulationsergebnisse zur Berechnung der Massen- und Energieströme . . . . .	46
2.3	Übersicht der Produktionskosten [57] . . . . .	48
2.4	Spezifische Preise für Materialien und Strom . . . . .	49
2.5	Annahmen bezüglich der Anlage für die ökonomische Betrachtung .	50
3.1	Anlagendaten, Massen- und Energieströme der ZBW-Vergasung . .	55
3.2	Anlagendaten, Massen- und Energieströme des SER-Prozesses . . .	61
3.3	Vergleich ZBW- mit SER-Prozess . . . . .	64
3.4	Anlagendaten, Massen- und Energieströme Biogas DR-Prozess . . .	67
3.5	Daten des Erdgases für die Dampfreformierung [48] . . . . .	76
3.6	Anlagendaten, Massen- und Energieströme der Dampfreformierung von Erdgas . . . . .	77
3.7	Investitionskosten ZBW-Vergasungsprozess [39] . . . . .	81
3.8	Ergebnisse der ökonomischen Analyse der einzelnen Anlagenkonzepte	82
3.9	H <sub>2</sub> -Gestehungskosten bei Änderung diverser Parameter . . . . .	85
3.10	Daten Wasserstofftankstelle . . . . .	91
3.11	Distributionskosten der Versorgung mittels GH <sub>2</sub> -Trailer . . . . .	93
3.12	Distributionskosten der Versorgung mittels Pipeline . . . . .	94
3.13	Distributionskosten der Versorgung mittels LH <sub>2</sub> -Trailer . . . . .	95
3.14	Distributionskosten der on-site Versorgung . . . . .	95
3.15	Vergleich H <sub>2</sub> aus Elektrolyse mit konventionellen Kraftstoffen . . . .	99
A.1	Chemische Verbindungen: Spezifische Daten für die Berechnungen .	103
B.1	Daten für Massen- und Energieströme der ZBW-Vergasung . . . . .	104
C.1	Daten für Massen- und Energieströme des SER-Prozesses . . . . .	105
D.1	Simulationsdaten Biogas Dampfreformierung . . . . .	106
E.1	Simulationsdaten Dampfreformierung von Erdgas . . . . .	107

# Abbildungsverzeichnis

1.1	Anteil Treibhausgasemissionen 2017 [64] . . . . .	15
1.2	Fließbild einer typischen Dampfreformierung von Erdgas zur H <sub>2</sub> Produktion . . . . .	18
2.1	links: stationäre Wirbelschicht, rechts: zirkulierende Wirbelschicht [18] . . . . .	24
2.2	Prinzip der FICFB-Vergasung nach [20] . . . . .	25
2.3	Schematische Darstellung Zweibett-Wirbelschichtvergaser [60] . . . .	26
2.4	Prinzip des SER-Vergasung nach [53] . . . . .	27
2.5	Schematische Darstellung eines Fermenters . . . . .	29
2.6	Schematische Darstellung des Aminwäscheprozesses [15] . . . . .	33
2.7	Prozessdarstellung der DWA [37] . . . . .	36
2.8	Prinzip der alkalischen Elektrolyse [45] . . . . .	38
2.9	Prinzip der PAM-Elektrolyse [45] . . . . .	39
2.10	Systemgrenze der Wasserstoffdistribution . . . . .	41
2.11	Schematische Darstellung eines CGH <sub>2</sub> -Trailers . . . . .	42
2.12	Schematische Darstellung einer CGH <sub>2</sub> -Tankstelle mit LKW-Versorgung [31] . . . . .	44
2.13	Schematische Darstellung einer CGH <sub>2</sub> -Tankstelle mit Pipeline Ver- sorgung . . . . .	45
3.1	Szenario 1 - „on-site“ Versorgung . . . . .	53
3.2	Szenario 2 - Versorgung über eine zentrale Anlage . . . . .	53
3.3	Grundfließbild Anlagenkonzept 1, ZBW-Vergasung . . . . .	54
3.4	Prozessdesign Zweibett-Wirbelschichtvergasungsprozess . . . . .	56
3.5	Massenbilanz Zweibett-Wirbelschichtvergasungsprozess, dargestellt: H-Massenströme in kg/h . . . . .	59
3.6	ZWB-Vergasungsprozess: chemische Energieströme in MW . . . . .	60
3.7	Grundfließbild Anlagenkonzept 2 . . . . .	61
3.8	Prozessdesign SER-Prozess . . . . .	62
3.9	Massenbilanz SER-Prozess, dargestellt: H-Massenströme in kg/h . . .	65
3.10	SER Prozess: chemische Energieströme in MW . . . . .	66
3.11	Grundfließbild Anlagenkonzept 3, Biogas DR-Prozess . . . . .	67
3.12	Prozessdesign Biogas DR-Prozess . . . . .	68
3.13	Massenbilanz Biogas DR-Prozess, dargestellt: H-Massenströme in kg/h . . . . .	70

3.14 Biogas DR-Prozess: chemische Energieströme in MW . . . . .	71
3.15 Grundfließbild der Alkalischen Elektrolyse . . . . .	72
3.16 Massenbilanz der Alkalischen Elektroyse, dargestellt: H-Massenströme in kg/h . . . . .	73
3.17 AEL: chemische Energieströme in MW . . . . .	73
3.18 Grundfließbild der Protonen-Austausch-Membran Elektrolyse . . . . .	74
3.19 Massenbilanz der Protonen-Austausch-Membran Elektrolyse, dar- gestellt: H-Massenströme in kg/h . . . . .	74
3.20 PAM: chemische Energieströme in MW . . . . .	75
3.21 Grundfließbild der Dampfreformierung von Erdgas . . . . .	76
3.22 Prozessdesign der Dampfreformierung von Erdgas . . . . .	78
3.23 Massenbilanz der Dampfreformierung von Erdgas, dargestellt: H- Massenströme in kg/h . . . . .	79
3.24 Erdgas DR: chemische Energieströme in MW . . . . .	80
3.25 Zusammensetzung der Wasserstoffgestehungskosten der einzelnen Anlagenkonzepte in EUR/kg und EUR/MWh . . . . .	84
3.26 Sensitivitätsanalyse Erdgas-Dampfreformierung . . . . .	88
3.27 Sensitivitätsanalyse ZBW-Vergasung . . . . .	88
3.28 Sensitivitätsanalyse SER-Prozess . . . . .	89
3.29 Sensitivitätsanalyse Biogas-Dampfreformierung . . . . .	89
3.30 Sensitivitätsanalyse Alkalische Elektrolyse . . . . .	90
3.31 Sensitivitätsanalyse PAM-Elektrolyse . . . . .	90
3.32 Bereitstellungskosten von H <sub>2</sub> für die on-site Versorgung . . . . .	96
3.33 Bereitstellungskosten von H <sub>2</sub> Versorgung über eine zentral liegende Anlage . . . . .	97

# Symbolverzeichnis

t	jährliche Betriebsstunden	[h]
n	Lebensdauer der Anlage	[a]
i	Abzinsung	[%]
d	Tag	[-]
T	Temperatur	[°C]
p	Druck	[bar]
$\dot{V}$	Volumenstrom	[Nm <sup>3</sup> ]
$\varphi$	Volumenanteil	[m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> ]

# Abkürzungsverzeichnis

AEL	Alkalische Elektrolyse
aMDEA	aktiviertes Methyldiethanolamin
AW	Aminwäsche
CAPEX	capital expenditures - Investitionsausgaben
CEPI	chemical engineering plant cost index
CGH <sub>2</sub>	komprimierter gasförmiger Wasserstoff
DEA	Diethanolamin
DR	Dampfreformierung
DWA	Druckwechseladsorption
GKs	spezifische Gesamtkosten
INV	Gesamtinvestitionskosten
INVs	spezifische Gesamtinvestitionskosten
KW	Kapitalwert
LH <sub>2</sub>	Flüssigwasserstoff
MDEA	Methyldiethanolamin
MEA	Monoethanolamin
nS	nach Steuern
OPEX	operating expenditures - Produktionskosten
OPEXs	spezifische Produktionskosten
PAM	Protonen-Austausch-Membran Elektrolyse
RME	Rapsölmethylester - Biodiesel
SER	sorption enhanced reforming
SUEX	start-up expenses - Inbetriebnahmekosten
UMS	Umsatz

vS	vor Steuern
WGS	Wassergas-Shift
ZBW	Zweibettwirbelschicht Vergasung

# Literaturverzeichnis

- [1] Durchschnittlicher Erdgaspreis 2018. <https://www.erdgas.info/erdgas-mobil/erdgas-fahren-rechnet-sich/>. zuletzt besucht: 07.11.2019.
- [2] Ajanovic A. Vergleich von Energiesystemen mit Wasserstoff aus erneuerbarer Energie. *Elektrotechnik und Informationstechnik*, 124(12):443–447, 2007.
- [3] Miltner A. *Techno-ökonomische Analyse der regenerativen Produktion von Wasserstoff für den Einsatz in Fahrzeugen*. Dissertation, Technische Universität Wien, 2010.
- [4] Siemens AG. Silyzer 200 - Mit Hochdruck effizient im Megawattbereich. <https://assets.new.siemens.com/siemens/assets/public.1524044774.454108cf8e67964cc7505b8f38c83f4645971833.broschuere-sil200.pdf>, 2017. zuletzt besucht: 18.01.2018.
- [5] Statistik Austria. Fahrleistungen und Treibstoffeinsatz privater Pkw nach Bundesländer 200 bis 2018. [https://www.statistik.at/wcm/idc/idcplg?IdcService=GET\\_PDF\\_FILE&RevisionSelectionMethod=LatestReleased&dDocName=034835](https://www.statistik.at/wcm/idc/idcplg?IdcService=GET_PDF_FILE&RevisionSelectionMethod=LatestReleased&dDocName=034835). zuletzt besucht: 07.11.2019.
- [6] Höhlein B. *Wasserstoff und Brennstoffzellen - Energieforschung im Verbund*, chapter Wasserstofflogistik - Verteilen, Speichern und Betanken, pages 152 – 161. ForschungsVerbund Sonnenenergie, 2004.
- [7] Puchner B., Höftberger E., Rauch R., and Hofbauer H. Biomass gasification with a CO<sub>2</sub>-absorptive bed material to produce a hydrogen rich gas. In *14. European Biomass Conference and Exhibition, Paris*, 2005.
- [8] Leitinger C. and Brauner G. Wasserstoffwirtschaft und Energieeffizienz der Mobilität. *e & i Elektrotechnik und Informationstechnik*, 123(10):414–418, Oct 2006.
- [9] Pfeifer C., Puchner B., and Hofbauer H. In-Situ CO<sub>2</sub>-Absorption in a Dual Fluidized Bed Biomass Steam Gasifier to Produce a Hydrogen Rich Syngas. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 5(Articel A9), 2007.
- [10] Soccol C.R., Faulds C., Brar S.K., and Ramos L. P. *Green Fuels Technology*. Springer-Verlag GmbH, 2016.

- [11] Simbeck D. and Chang E. Hydrogen Supply: Cost Estimate for Hydrogen Pathways - Scoping Analysis. Technical report, National Renewable Energy Laboratory, 2002.
- [12] Ryckebosch E. and Drouillon M. Vervaeren H. Techniques for transformation of biogas to biomethane. *Biomass and Bioenergy*, 35:1633–1645, 2011.
- [13] E-Control - Industriepreiserhebung. Gaspreisentwicklung - Jahresreihen. <https://www.e-control.at/statistik/gas/marktstatistik/preisentwicklung>. zuletzt besucht: 07.11.2019.
- [14] E-Control - Industriepreiserhebung. Strom - Marktstatistik - Preisentwicklung. <https://www.e-control.at/statistik/strom/marktstatistik/preisentwicklung>. zuletzt besucht: 29.08.2019.
- [15] Bauer F., Hulteberg C., Persson T., and Tamm D. Biogas upgrading - Review of commercial technologies. Technical report, Svenskt Gastekniskt Center AB, SGC, 2012.
- [16] DIN Deutsches Institut für Normung. Vornorm DIN CEN/TS 15439 Biomassevergasung - Teer und Staub in Produktgasen - Probenahme und analytische Bestimmung; Deutsche Fassung CEN/TS 15439:2006. Technische Spezifikation DIN CEN/TS 15439, August 2006.
- [17] Bundesministerium für Wirtschaft und Arbeit. Strategiepapier zum Forschungsbedarf in der Wasserstoff-Energietechnologie. Technical report, 2005.
- [18] Eichlseder H. and Klell M. *Wasserstoff in der Fahrzeugtechnik - Erzeugung, Speicherung, Anwendung*. Vieweg+Teubner Verlag, 2 edition, 2010.
- [19] Hofbauer H., Veronik G., Fleck T., Rauch R., Mackinger H., and Fercher E. *The FICFB - Gasification Process*, pages 1016–1025. Springer Netherlands, Dordrecht, 1997.
- [20] Hofbauer H., Rauch R., Loeffler G., Kaiser S., Fercher E., and Tremmel H. Six Years Experience with the FICFB-Gasification Process. *10th Eur. Conf. Technol. Exhib. Wurzburg., no. January*, January 2002.
- [21] Schmidt H.W. Grundlagen der absorptiven Entfernung von CO<sub>2</sub> aus Synthesegasen. *Chemie-Ing.-Techn.*, 9/10, 1968.
- [22] ikB Wasser Preisblatt. Wasserpreis. <https://assets.new.siemens.com/siemens/assets/public.1524044774.454108cf8e67964cc7505b8f38c83f4645971833.broschuere-sil200.pdf>. zuletzt besucht: 29.08.2019.

- [23] Adolf J., Blazer C., Louis J., and Schabla U. Shell Wasserstoff-Studie, Energie der Zukunft? Technical report.
- [24] Nitsch J. *Wasserstoff und Brennstoffzellen - Energieforschung im Verbund*, chapter Wasserstoffnutzung - Ökobilanzen, Koste Endenergiestrukturen, pages 41–48. ForschungsVerbund Sonnenenergie, 2004.
- [25] Rolker J. and Arlt W. Abtrennung von Kohlendioxid aus Rauchgasen mittels Absorption. *Chemie Ingenier Technik*, 78(4), 2006.
- [26] Schindler J. and Weindorf W. Einordnung und Vergleich biogener Kraftstoffe. Technical report, 2005.
- [27] Töpler J. and Lehmann J. *Wasserstoff und Brennstoffzelle - Technologien und Marktperspektiven*. Springer Vieweg, 2.auflage edition, 2017.
- [28] Yao J., Kraussler M., Benedikt F., and Hofbauer H. Techno-economic assessment of hydrogen production based on dual fluidized bed biomass steam gasification, biogas steam reforming, and alkaline water electrolysis processes. *Energy Conversion and Management*, 145:278–292, 08 2017.
- [29] Holladay J.D., Hu J., King D.L., and Wang Y. An Overview of Hydrogen Production Technologies. *Catalysis Today*, 139(4):244 – 260, 2009.
- [30] Liu K., SongC., and Subramani V. *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*. JOHN WILEY & SONS INC, 2009.
- [31] Zech K., Grasemann E., Oehmichen K., Kiendl I., Schmersahl R., Rönsch S., Seiffert M., Müller-Langer F. (DBFZ), Weindorf W.(LBST), Funke S., Michaelis J., and Wietschel M. (Fraunhofer ISI). Evaluierung der Verfahren und Technologien für die Bereitstellung von Wasserstoff auf Basis von Biomasse. techreport, DBFZ Deutsches Biomasseforschungszentrum gemeinnützige GmbH, Leipzig, 2014.
- [32] Clausen L., Elmegaard B., and Houbak N. Technoeconomic analysis of a low CO<sub>2</sub> emission dimethyl ether (dme) plant based on gasification of torrefied biomass. *Energy*, 35(12):4831 – 4842, 2010. The 3rd International Conference on Sustainable Energy and Environmental Protection, SEEP 2009.
- [33] Wiener Linien. 2016 - Zahlen, Daten, Fakten. [https://www.wienerlinien.at/media/files/2017/betriebsangaben\\_2016\\_213707.pdf](https://www.wienerlinien.at/media/files/2017/betriebsangaben_2016_213707.pdf), April 2017. zuletzt besucht: 26.04.2018.

- [34] Altmann M., Landinger H., Weindorf W., Wurster R., and Zerta M. H<sub>2</sub> - Roadmap Prinzipielle Anforderungen an die Infrastruktur. Technical report, Deutscher Wasserstoff Verband, 2003.
- [35] Hölzer M. and Strimitzer L. Preisentwicklung der Energieholzsortimente - Marktinformation Teil 3. <https://www.klimaaktiv.at/dam/jcr:a26ee404-55bd-4920-871c-fc9a57cb6906/Marktinformation%20Preisentwicklung%20-%20Daten%202018.pdf>, March 2019. zuletzt besucht: 29.08.2019.
- [36] Hutnan M., Spalkova V., Bodik I., Kolesarova N., and Lazor M. Biogas Production from Maize Grains and Maize Silage. *Polish Journal of Environmental Studies*, 19(2):323–329, 2010.
- [37] Kaltschmitt M., Hartmann H., and Hofbauer H. *Energie aus Biomasse - Grundlagen, Techniken und Verfahren*. Springer Vieweg, 3 edition, 2016.
- [38] Kraussler M. PEM Fuel Cell Operation and Applications Using BioH<sub>2</sub>. Master's thesis, Technische Universität Wien, 2014.
- [39] Kraussler M. *Evaluation of dual fluidized bed biomass gasification plants generating electricity, valuable gases, and district heat*. PhD thesis, TU Wien, 2018.
- [40] Specht M., Bandi A., and Pehnt M. *Integration Erneuerbarer Energien in Versorgungsstrukturen*, chapter Regenerative Kraftstoffe - Bereitstellung und Perspektiven, pages 114–126. ForschungsVerbund Sonnenenergie, 2001.
- [41] MacDowell N., Florin N., Buchard A., Hallett J., Galindo A., Jackson G., Adjiman C.S., Williams C.K., Shah N., and Fennell P. An Overview of CO<sub>2</sub> Capture Technologies. *Energy Environ. Sci.*, 3:1645–1669, 2010.
- [42] Tippayawong N. and Thanompongchart P. Biogas quality upgrade by simultaneous removal of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S in a packed column reactor. *Energy*, 35:4531–4535, 2010.
- [43] ÖAMTC. Projekt H<sub>2</sub>Ö. <https://www.oeamtc.at/autotouring/auto/projekt-h2oe-21453690>. zuletzt besucht: 08.08.2019.
- [44] Wirtschaftskammer Österreich. Kraftstoff- und Heizölpreise 2018. <https://www.wko.at/branchen/industrie/mineraloelindustrie/kraftstoff-und-heizoelpreise.html>. zuletzt besucht: 08.11.2019.
- [45] Kurzweil P. and Dietlmeier O.K. *Elektrochemische Speicher*. Vieweg+Teubner Verlag, 2015.

- [46] E. Privalova, S. Rasi, P. Maki-Arvela, K. Eranen, J. Rintala, D. Yu. Murzin, and J.-P. Mikkola. CO<sub>2</sub> Capture from Biogas: Absorbent Selection. *RSC Adv.*, 3:2979–2994, 2013.
- [47] Bardolf R. *Optimierung eines Produktgaswäschers bei der Biomassedampfvergasung im Zweibettwirbelschichtverfahren*. PhD thesis, TU Wien, 2017.
- [48] Basshuysen R. *Erdgas und erneuerbares Methan für den Fahrzeugbetrieb - Wege zur klimaneutralen Mobilität*. Springer Vieweg, 2015.
- [49] Böhmer S., Gallauner T., Gössl M., Krutzler T., and Moser G. Biomassefeue-rungsanlagen im Leistungsbereich von 400kW bis 10MW. Technical report, Umweltbundesamt, 2010. <https://www.umweltbundesamt.at/fileadmin/site/publikationen/REP0282.pdf>, zuletzt besucht: 06.11.2019.
- [50] Fail S. *Biohydrogen Production Based on the Catalyzed Water Gas Shift Reaction in Wood Gas*. PhD thesis, TU Wien, 2014.
- [51] Gellert S. *Thermochemische Herstellung von Wasserstoff aus Biomasse unter besonderer Berücksichtigung der Rohgasreformierung*. Dissertation, Technische Universität Hamburg, 2013.
- [52] Koppatz S., Pfeifer C., and Hofbauer H. Comparison of the performance behaviour of silica sand and olivine in a dual fluidised bed reactor system for steam gasification of biomass at pilot plant scale. *Chemical Engineering Journal*, 175(Supplement C):468 – 483, 2011.
- [53] Koppatz S., Pfeifer C., Rauch R., Hofbauer H., Marquard-Moellenstedt T., and Specht M. H<sub>2</sub> rich product gas by steam gasification of biomass with in situ CO<sub>2</sub> absorption in a dual fluidized bed system of 8 MW fuel input. *Fuel Processing Technology*, 90(7):914 – 921, 2009.
- [54] Müller S. *Hydrogen from Biomass for Industry - Industrial Application of Hydrogen Production Based on Dual fluid Gasification*. PhD thesis, TU Wien, 2013.
- [55] Schmidt S. *Optimierung und experimentelle Untersuchung der CO<sub>2</sub>-Abtrennung mit Monoethanolamin für braunkohlebefeuerte Kraftwerke*. PhD thesis, Technische Universität München, 2014.
- [56] Shivaji S. Pressure Swing Adsorption. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, (6):1389–1392, 2002.
- [57] Brown T. *Engineering Economics and Economic Design for Process Engineers*. CRC Press, Taylor and Francis Group, 2007.

- [58] Keipi T., Tolvanen H., and Konttinen J. Economic analysis of hydrogen production by methane thermal decomposition: Comparison to competing technologies. *Energy Conversion and Management*, 159:264 – 273, 2018.
- [59] Marquard-Möllenstedt T., Specht M., Zuberbühler U., Pfeifer C., Rauch R., Hofbauer H., and Koch M. Anwendung des Absorption Enhanced Reforming (AER)-Prozesses in einer 8 MW-Anlage, April 2008.
- [60] Pröll T., Rauch R., Aichernig C., and Hofbauer H. Fluidized Bed Steam Gasification of Solid Biomass - Performance Characteristics of an 8 MW Combined Heat and Power Plant. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 5, 01 2007.
- [61] Smolinka T., Günther M., and Garcke J. Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien. Technical report, Fraunhofer ISE, 2011.
- [62] Kreutz T.G., Larson E.D., Liu G., and Williams R.H. Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass. Technical report, Princeton Environmental Institute, Princeton, New Jersey, 2008.
- [63] Zuberbühler U., Specht M., Marquard-Möllenstedt T., Sichler P., Stürmer B., and Dürrbeck M. Der AER-Prozess - Verfahren zur Gewinnung wasserstoffreicher Produktgase, 2003.
- [64] Umweltbundesamt. Treibhausgase. <https://www.umweltbundesamt.at/umweltsituation/luft/treibhausgase/>. zuletzt besucht: 25.10.2019.
- [65] Wilk V. and Hofbauer H. Analysis of optimization potential in commercial biomass gasification plants using process simulation. *Fuel Processing Technology*, 141, 08 2015.
- [66] Truc T.Q. Vo, Wall D.M., Denis Ring, Karthik Rajendran, and Jerry D. Murphy. Techno-economic analysis of biogas upgrading via amine scrubber, carbon capture and ex-situ methanation. *Applied Energy*, 212:1191 – 1202, 2018.
- [67] Breitung W. *Wasserstoff und Brennstoffzellen - Energieforschung im Verbund*, chapter Wasserstofflogistiktechnik - Forschung für Sicherheit und Transport, pages 146–151. ForschungsVerbund Sonnenenergie, 2004.