

Sommersemester 2020

Projekt

Machbarkeitsstudie zu einer Power-to-Gas Umsetzung für einen Windpark

vorgelegt von: Nele Gosch
Nils Lammers
Morten Roßberg
Kristina Schumacher
Justus Widera
Julian Wolfrat

eingereicht bei: Prof. Dr.-Ing. Holger Watter

Abgabetermin: 31.08.2020

Inhaltsverzeichnis

I.	Abkürzungsverzeichnis	III
II.	Nomenklatur	IV
III.	Erklärung zur Selbstständigkeit und Veröffentlichung.....	VII
1	Einführung und Zusammenfassung.....	1
1.1	Klimaziele Deutschlands und die Bedeutung von Wasserstoff	1
1.2	Zentrale Ergebnisse	2
2	Methoden und Vorgehensweise/Projektplanung.....	3
2.1	Rahmenterminplan.....	5
2.2	Projektstrukturplan.....	6
3	Datengrundlage und –verarbeitung.....	7
3.1	Über den Windpark/Betriebscharakteristik	7
3.2	Energieerträge und Leistungen	9
3.3	Windverteilung	12
4	Elektrolyseur	14
4.1	Brennstoffzellentypen.....	14
4.2	Grundlagen der Elektrolyse	15
4.3	Dimensionierung des Elektrolyseurs	19
4.4	Auswahl des Elektrolyseurs	21
4.5	System – Windpark & Elektrolyseur	22
5	Rechtliche Randbedingungen	25
6	Betriebsmanagement.....	27
6.1	Wasseraufbereitung.....	27
6.2	Bereitstellungsmengen.....	29
6.3	Betriebsverhalten bei dynamischem Betrieb.....	30
6.3.1.	Dynamisches Verhalten.....	33
6.3.2.	Langzeitstabilität und Degradation.....	34
7	Bereitstellungs- und Vertriebsinfrastruktur	35

7.1	Speichermöglichkeiten Wasserstoff	36
7.1.1.	Druckgasspeicher	37
7.1.2.	Flüssigspeicher	40
7.1.3.	Metall-Hydridspeicher.....	42
7.1.4.	Flüssige organische Hydridspeicher	43
7.2	Breitstellungsoptionen	44
7.2.1.	Direkte Einspeisung von H ₂ in das Erdgasnetz.....	44
7.2.2.	Methanisierung und Einspeisung von CH ₄ in das Erdgasnetz	48
7.2.3.	Transport per LKW und Verwendung in Industrie und als Treibstoff	46
7.3	Wirkungsgradanalyse.....	52
8	Schlussbetrachtung	62
9	Literaturverzeichnis	65
Anhang 1	72
Anhang 2	73

I. Abkürzungsverzeichnis

AbLa	Abschaltbare Lasten
AC	Wechselstrom
Al	Aluminium
Ar	Argon
CCU	<i>Carbon Capture and Utilisation</i> , verwertbare Chemikalien
CGH ₂	<i>compressed gaseous hydrogen</i> , gasförmiger Wasserstoff
CH ₄	Methan
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
COS	Carbonylsulfid
DC-Wirkungsgrad	Gleichstrom-Wirkungsgrad
DIN	Deutsches Institut für Normungen
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches
DVGW-AB	Arbeitsblatt des DVGW
EEG	Erneuerbare Energien Gesetz
EisMan	Einspeisemanagement
EnWG	Energiewirtschaftsgesetz
H ₂ S	Schwefelwasserstoff
KW	Kalenderwoche
KWKG	Kraft-Wärme-Kopplungsgesetz
La	Lanthan
LH ₂	<i>liquid hydrogen</i> , flüssiger Wasserstoff
LOHC	<i>liquid organic hydrogen carrier</i> , flüssige organische Hydridspeicher
Ni	Nickel
PEM	Polymer-Elektrolyt-Membran
SAE	Verband der Automobilingenieure
SNG	<i>Synthetic Natural Gas</i> , synthetisches Erdgas
StromNEV	Stromnetzentgeltverordnung
WEA	Windenergieanlage

II. Nomenklatur

ΔG^0	GIBBSsche Reaktionsenthalpie
$\Delta_R H^0$	Standardreaktionsenthalpie
$\Delta_R H$	Reaktionsenthalpie
ΔS^0	Entropieänderung
μS	elektrische Leitfähigkeit in Mikrosiemens
ε_V	Zellenwirkungsgrad
η_D	Durchtrittsüberspannung
η_{Elek}	Wirkungsgrad der Elektrolyse
η_M	Massentransport-Überspannung
η_{ohm}	OHMsche Überspannung
$\eta_{Transport,1}$	Transportwirkungsgrad bei 200 bar Kompression
$\eta_{Transport,2}$	Transportwirkungsgrad bei 500 bar Kompression
η_{Verd}	Wirkungsgrad der Verdichtung
η_X	Induktive oder kapazitive Impedanzen
ρ	Dichte
λ	spezifischer Energieverbrauch
κ	Isentropenexponent
$^{\circ}dH$	Wasserhärte in Grad deutsche Härte
A	Ampère, Einheit des elektrischen Stroms
a_{OX}	Aktivität des Oxidationspartners
a_{red}	Aktivität des Reduktionspartners
bar	bar, Einheit des Drucks
ct	Eurocent
d	Zeit in Tagen
E^0	elektrochemische reversible Gleichgewichtsspannung
E_N^0	Elektrodenpotential
e^-	Elektron
E_{Monat}	Energieausbeute im Monat
E_{spez}	spezifischer Energiebedarf eines LKW
E_{th}	thermoneutrale Spannung
E_{Zelle}	Zellspannung
F	FARADAY-Konstante
ft	Fuß, Einheit des Weges
h	Stunde(n), Einheit der Zeit

H^+	Proton, Wasserstoffion
H_2	Wasserstoffmolekül
H_2O	Wasser
H_o	Brennwert
H_u	Heizwert
Hz	Hertz, Einheit der Frequenz
J	Joule, Einheit der Energie
j	Stromdichte
K	Kelvin, Einheit der Temperatur
kg	Kilogramm, Einheit der Masse
kW	Kilowatt, Einheit der Leistung
kWh	Kilowattstunden, Einheit der Energie
l	Strecke eines LKW
\dot{m}	Massenstrom
m^3	Kubikmeter, Einheit des Volumen
m/s	Meter pro Sekunde, Einheit der Geschwindigkeit
M	molare Masse
M_{CO_2}	molare Masse von Kohlenstoffdioxid
m	Masse
\dot{m}	Massenstrom
mol	Mol, Einheit der Stoffmenge
MVA	Mega Volt-Ampere, Einheit der Scheinleistung
MW	Megawatt, Einheit der Leistung
MWh	Megawattstunden, Einheit der Energie
$n_{Bündel}$	maximal mögliche Anzahl der Flaschenbündel
n	Anzahl der übertragenen Elektronen, Äquivalentzahl
Nm^3	Normkubikmeter, Einheit des Normvolumens
O_2	Sauerstoffmolekül
P	Leistung
p	Druck
ppm	<i>parts per million</i> , Anteile pro Million
\Re	universelle Gaskonstante
s	Sekunden, Einheit der Zeit
T	Temperatur
t	Zeit

t_{Monat}	Anzahl der Stunden des jeweiligen Monats
V	Volt, Einheit der elektrischen Spannung
v	spezifisches Volumen
\dot{V}	Volumenstrom
W	Arbeit, Energie
w	spezifische Arbeit
x_{CO_2}	Anteil an Kohlenstoffdioxid p.u

III. Erklärung zur Selbstständigkeit und Veröffentlichung

Hiermit erklären wir, dass wir die vorliegende Arbeit selbständig und ohne fremde Hilfe angefertigt und keine anderen als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel verwendet haben. Mit der Weitergabe und Veröffentlichung sind wir einverstanden.

Flensburg, 12.08.2020

Nele Gosch

Nele Gosch

N. Lammers

Nils Lammers

M. Roßberg

Morten Roßberg

K. Schumacher

Kristina Schumacher

Justus Widera

Justus Widera

Julian Wolfrat

Julian Wolfrat

1 Einführung und Zusammenfassung

Im nördlichen Schleswig-Holstein bestehen aufgrund des Geländeprofiles und der Windverhältnisse sehr gute Nutzungsmöglichkeiten für die Windkraft im Rahmen der Energiewende. Zahlreiche Anlagen gehen in nächster Zeit aus der Förderung und der garantierten Einspeisevergütung heraus. Ggf. ist zu prüfen, ob die bestehenden Anlagen für anderweitige Energiekonzepte genutzt werden können. Die Wasserstoffherzeugung mittels Power-to-Gas stellt dabei eine mögliche Option dar. Im Rahmen der vorliegenden Projektarbeit ist für einen exemplarischen Windpark eine Machbarkeitsstudie zu erstellen.

1.1 Klimaziele Deutschlands und die Bedeutung von Wasserstoff

Die deutsche Klimaschutzpolitik orientiert sich an internationalen Vereinbarungen wie der UN-Klimarahmenkonvention sowie ihrer Zusatzprotokolle, am Kyoto-Protokoll und am Übereinkommen von Paris. Die Europäische Union hat sich verpflichtet, ihre Treibhausgas-Emissionen bis 2020 um 20% zum Bezugsjahr 1990 zu reduzieren. Des Weiteren sehen die nationalen Ziele Deutschlands eine Reduzierung der Treibhausgas-Emissionen um mindestens 50% bis 2030 und mindestens 80-95% bis 2050 gegenüber 1990 vor [1]. Zur Erreichung dieser Ziele wird Wasserstoff aus folgenden Gründen eine zentrale Rolle zugesprochen:

- *„Wasserstoff ist ein vielfältig einsetzbarer Energieträger. Er kann zum Beispiel in Brennstoffzellen die wasserstoffbasierte Mobilität befördern und zukünftig als Basis für synthetische Kraft- und Brennstoffe genutzt werden.*
- *Wasserstoff ist ein Energiespeicher, der angebotsorientiert und flexibel erneuerbare Energien speichern und einen Beitrag zum Ausgleich von Angebot und Nachfrage leisten kann. Das macht Wasserstoff zu einem wichtigen Baustein der Energiewende.*
- *Wasserstoff ist ein wesentliches Element der Sektorkopplung. In den Bereichen, in denen Strom aus erneuerbaren Energien nicht direkt eingesetzt werden kann, öffnen grüner Wasserstoff und seine Folgeprodukte (Power-to-X) neue Dekarbonisierungspfade.*
- *Bei verschiedenen chemischen und industriellen Prozessen ist Wasserstoff schon heute unabdingbar. Als Grundstoff wird er zum Beispiel für die Herstellung von Ammoniak benötigt. Künftig soll der bereits heute verwendete, fossil erzeugte Wasserstoff ersetzt werden. Wasserstoff kann darüber hinaus, durch die Verwendung als Grundstoff, weitere Produktionsprozesse in der Industrie dekarbonisieren, für*

die nach derzeitigem Stand der Technik keine anderen Dekarbonisierungstechnologien zur Verfügung stehen. So ist für eine treibhausgasneutrale Erzeugung von zum Beispiel Primärstahl der Einsatz von Wasserstoff als Ersatz für Steinkohlenkoks derzeit der technologisch vielversprechendste Pfad.

- *Bestimmte industrielle CO₂-Quellen, zum Beispiel prozessbedingte Emissionen der Zementindustrie, lassen sich langfristig nur mit Hilfe von Wasserstoff dekarbonisieren. So können abgefangene industrielle CO₂-Emissionen mit Wasserstoff in verwertbare Chemikalien umgewandelt (CCU) und neue Wertschöpfungsketten für die Grundstoffindustrie erschlossen werden.“ [2]*

1.2 Zentrale Ergebnisse

Für diese Machbarkeitsstudie wird anhand der Messdaten eines realen Windparks geprüft, inwieweit die Nutzung von erneuerbarer Energie für die Produktion von Wasserstoff technisch sinnvoll und möglich ist.

Dazu werden die Messdaten des vorliegenden Windparks ausgewertet, auf deren Basis eine Auswahl an Elektrolyseuren erstellt und ein Exemplar ausgewählt sowie dimensioniert wird. Anschließend folgt der Fokus auf rechtliche Rahmenbedingungen, Details des Betriebsmanagements und die Bereitstellungs- und Vertriebsinfrastruktur.

Dabei stellt sich heraus, dass:

- PEM-Elektrolyseure bei fluktuierender Stromerzeugung aufgrund ihrer kurzen Ansprechzeit derzeit die besten dynamischen Eigenschaften bieten,
- die Dimensionierung des Elektrolyseurs annähernd auf die mittlere Parkleistung erfolgen sollte, um einen Kompromiss zwischen maximal erreichbarem Ertrag und möglichst konstanter, hoher Auslastung zu erreichen,
- der Elektrolyseur auf dem Gelände des Windparks errichtet werden und der Betrieb von Elektrolyse-Einheit und Windpark durch dieselbe Rechtspersonlichkeit erfolgen sollte, um Steuern und Abgaben (z.B. Netzentgelte, Konzessionsabgaben) zu optimieren,
- die Bereitstellung und Aufbereitung der benötigten großen Wassermengen für die Elektrolyse sowie die Aufbereitung des Produkts Wasserstoff einen maßgeblichen Energieverbrauch aufweisen, zu dem noch Forschungsbedarf besteht,
- der Abtransport des Wasserstoffs sehr stark von verschiedenen Faktoren wie dem Standort, maximalen Einspeisemengen in das öffentliche Erdgasnetz, Erreichbarkeit von CO₂ für eine potenzielle Methanisierung u. ä. beeinflusst wird,

- die effizienteste und am sinnvollsten umzusetzende Methode für den betrachteten Windpark der Abtransport per LKW in Druckgasspeichern ab 500 *bar* Betriebsdruck ist,
- für dieses Projekt ein übergeordneter Wirkungsgrad von 64,16% bezogen auf den Brennwert erreicht wird.

Aus technischer Perspektive beweist diese Machbarkeitsstudie somit, dass eine Umsetzung eines „Power-to-gas“- Vorhabens bei vertretbaren Effizienzeinbußen möglich ist. Da in dieser Arbeit jedoch keine quantitativen ökologischen Untersuchungen vorgenommen werden, kann aus wirtschaftlicher Sicht keine eindeutige Empfehlung erfolgen. Allerdings stellen die Vielzahl an erforderlichen zusätzlichen Geräten, Aggregaten, Umrüstungen und die damit verbundenen hohen Investitionskosten sowie die Betriebskosten zu Wartung der Anlagen und zum Abtransport des Wasserstoffs, einen wirtschaftlichen Betrieb ohne zusätzliche staatliche Förderung zumindest infrage.

2 Methoden und Vorgehensweise/Projektplanung

Bevor das Projekt beginnt, müssen Struktur, Arbeitsteilung und zeitliche Einordnung festgelegt werden. Dabei können Werkzeuge des Projektmanagements hilfreich sein.

Um das Projekt effektiv zu beginnen, bedarf es einer strukturierten Herangehensweise. Dafür wird dieses zunächst in drei Phasen geteilt.

- Die Phase 1 startet in der KW 19 und besteht darin, die Projektierung auszuführen. Dabei werden die Arbeitspakete und Meilensteine definiert. Hinzu kommt die zeitliche Einordnung in einen Terminplan, sowie die personelle Zuordnung der Pakete zu den Projektteilnehmern. Die Herausforderung dieser Phase liegt vor allem darin, sich einen Überblick über die Aufgabenstellung innerhalb des Projekts zu schaffen. Die Bearbeitung erfolgt gemeinsam und ist vor allem durch intensive Konversation geprägt.
- Die Phase 2 ist der Hauptteil des Projekts und knüpft an Phase 1 an. Hier kommt es zu der eigentlichen Arbeit. Die Studierenden befassen sich mit ihren zugeordneten Arbeitspaketen, die jeweils einem Thema untergeordnet sind. Dabei wird versucht, die Arbeit gleichmäßig zu verteilen, sodass jeder Studierende möglichst denselben Workload erhält. Absehbar größere Themen wurden auf zwei Personen verteilt.

- Zeitgleich verläuft die Phase 3, die sich mit dem Schreiben des Berichts auseinandersetzt. Jede Studentin und jeder Student schreibt, während der Bearbeitung der Arbeitspakete, Texte über die absolvierte Arbeit und gewonnenen Erkenntnisse. Diese werden dann gemeinsam zusammengefügt und aufeinander abgestimmt. Unfertige Versionen des Berichts werden, voraussichtlich in KW 22 und 31, dem betreuenden Professor zugeschickt. Anmerkungen können auf diesem Wege in dem Projektbericht berücksichtigt werden.

Nicht alle Arbeitspakete verfügen über einen direkten kausalen Zusammenhang. Solche Pakete können unabhängig voneinander bearbeitet werden. So kann beispielsweise das Auswerten der Winddaten ohne Einspeisemanagement (nachfolgend EisMan) gleichzeitig mit der Marktrecherche zu Elektrolyseuren stattfinden. Andere Arbeitspakete wiederum sind abhängig von gewonnenen Informationen. So ist zum Beispiel die Ertragsprognose des Elektrolyseurs, Voraussetzung für die Validierung von Speicherungs- und Kompressionstechnologien im Rahmen des Projekts. Die Ertragsprognose hat einen entscheidenden Einfluss auf die Distribution des Wasserstoffs. Um diese kausalen Schnittstellen zu bestimmen, werden Meilensteine definiert. Diese werden durch einen „roten Faden“ verknüpft. Andere Meilensteine sind: der Beginn des Projekts, sowie die jeweiligen Berichte.

2.1 Rahmenterminplan

Der Rahmenterminplan bietet die Möglichkeit, kleinschrittig und übersichtlich darzustellen, wie die Projektplanung aufgebaut ist.

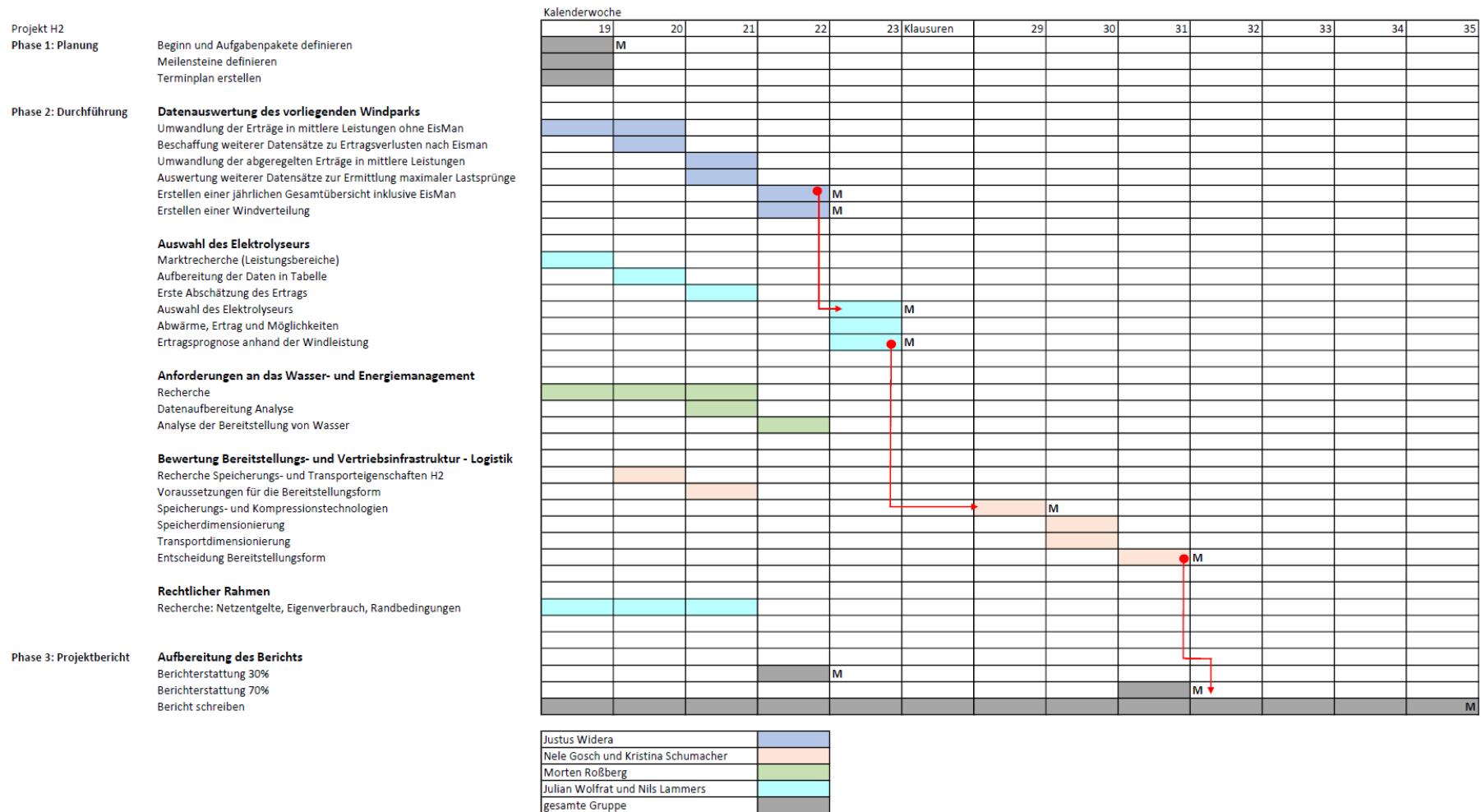


Abbildung 1: Rahmenterminplan

2.2 Projektstrukturplan

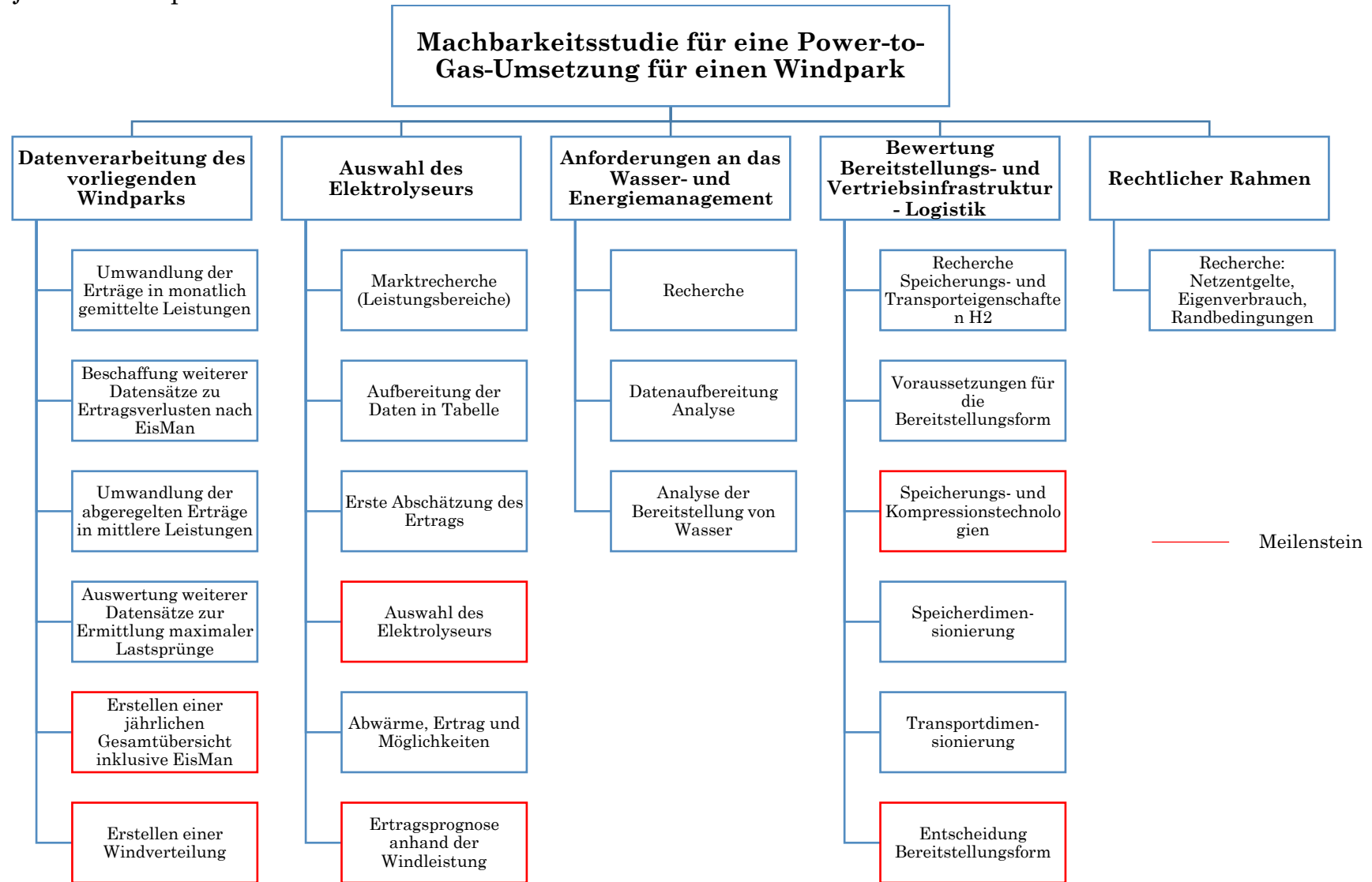


Abbildung 2: Projektstrukturplan

3 Datengrundlage und –verarbeitung

Im Folgenden wird die Datenlage und Vorgehensweise zur Auswertung erläutert und somit die Basis der Machbarkeitsstudie geschaffen.

3.1 Über den Windpark/Betriebscharakteristik

Der Windpark liegt im Norden Schleswig-Holsteins und besteht aus elf WEA des Typs VESTAS V112 mit einer jeweiligen Nennleistung von 3.075 kW, sodass eine installierte Parkleistung von 33.825 kW vorliegt. Der Park wurde Ende 2014 in Betrieb genommen, allerdings bis einschließlich 2015 lediglich mit sieben WEA, vier weitere wurden ab 2016 in Betrieb genommen. Für die Machbarkeitsstudie zur Wasserstoffproduktion werden deshalb die Betriebsdaten über den Zeitraum 2016-2019 betrachtet, da nur in diesem Zeitraum die volle Parkleistung mit elf WEA abrufbar ist und die Daten somit für die Analyse repräsentativ sind.

WEA folgen bestimmten Betriebscharakteristika, welche in Abbildung 3 dargestellt sind.

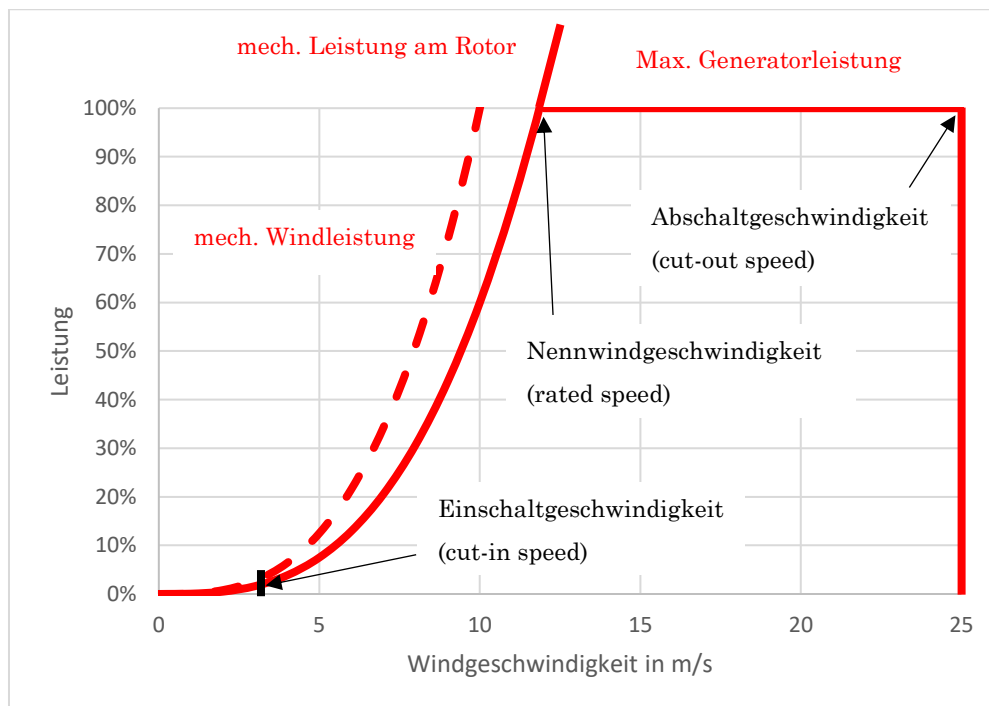


Abbildung 3: Betriebscharakteristik einer Windenergieanlage allgemein nach [3]

Die Anlagen schalten erst ab einer gewissen minimalen Windgeschwindigkeit (Einschaltgeschwindigkeit) ein, im Fall der V112 3,0 m/s, und entkoppeln sich je nach Bauart mithilfe der Pitch-Regelung, also dem Verstellen des Rotorblattwinkels, oder der Stallregelung (passiv/aktiv) von der am Rotor anliegenden mechanischen Leistung, sodass bei ca.

12 m/s Windgeschwindigkeit die Nennleistung erreicht und bis zur Abschaltgeschwindigkeit von 25 m/s gehalten wird. Der Hersteller gibt in seinem Datenblatt dazu folgende Leistungskennlinie an, in der auch die Leistungs (c_p)- und Schubbeiwerte (c_t) in Abhängigkeit der Windgeschwindigkeit abgebildet sind, siehe Abbildung 4.

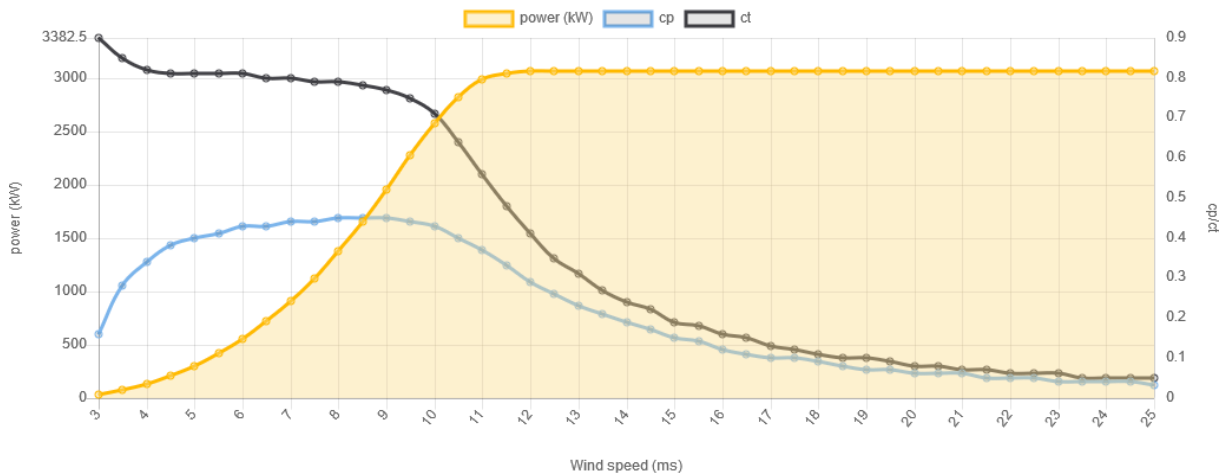


Abbildung 4: Leistungskennlinie der V112 laut Hersteller [4]

Zum Vergleich dazu wurde in Abbildung 5 aus den Rohdaten mit 52.560 Messwerten innerhalb eines Jahres einer beliebigen Anlage des betrachteten Windparks eine Leistungskennlinie erstellt.

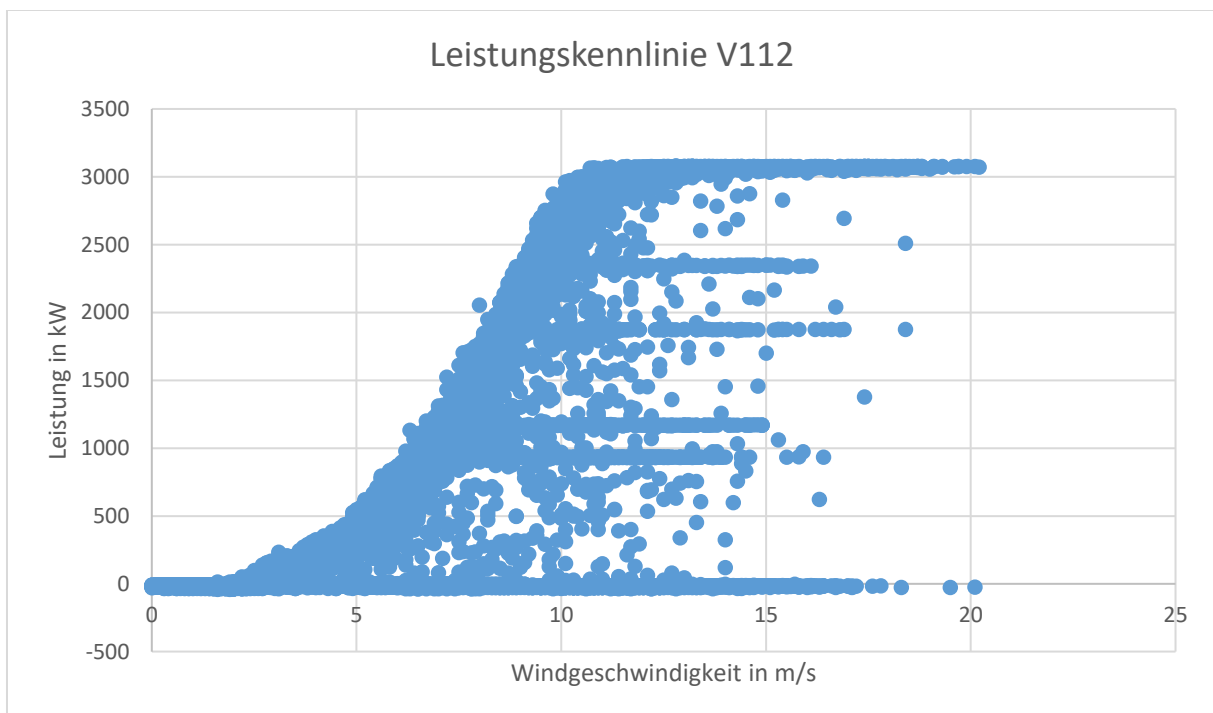


Abbildung 5: Leistungskennlinie der V112 nach Messwerten

Anhand dieser Abbildung wird ungefiltert erkennbar, dass die WEA in der Praxis nicht unerheblich von Leistungsreduzierungen und Abschaltungen aufgrund von z.B. EisMan, Wartungs- und Reparaturarbeiten, Schallemissionen, faunistischen Auflagen, Schattenwurf usw. betroffen sind und somit bei Nennwindgeschwindigkeit nicht immer Nennleistung fahren können.

3.2 Energieerträge und Leistungen

Wie im vorherigen Abschnitt aufgeführt, dienen als Datengrundlage für diese Studie die Jahresberichte des Windparks von 2016 bis 2019. Da lediglich kumulierte Energieerträge aufgeführt sind, siehe Tabelle 1, werden diese im Folgenden zu Leistungen aufbereitet (Tabelle 2). Für alle Erträge wurden die abgeregelten EisMan-Beträge mit einbezogen, da diese zur Wasserstoffproduktion beitragen sollen und somit das BetreiberNetz nicht oder weniger belasten.

Tabelle 3 sind die monatlichen Kapazitätsfaktoren des Parks dargestellt. Der Kapazitätsfaktor beschreibt das Verhältnis von gelieferten Erträgen zu den maximal möglichen Beträgen eines Monats oder Jahres und gleichzeitig das Verhältnis von Volllaststunden zu Gesamtstunden.

$$\text{Kapazitätsfaktor} = \frac{E_{\text{Monat}}}{P_N \cdot t_{\text{Monat}}} \cdot 100\% \quad (1)$$

E_{Monat} : Energieausbeute im Monat

t_{Monat} : Anzahl der Stunden des jeweiligen Monats

P_N : Nennleistung des Windparks

Diese Kapazitätsfaktoren sind in Abbildung 6 dargestellt. Daraus geht hervor, dass die Sommermonate deutlich ertragsärmer sind als die Wintermonate.

Tabelle 1: Monatliche Erträge des Windparks in kWh

kWh	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	September	Oktober	November	Dezember	Jahr
2019	9.105.899	7.210.470	10.903.872	5.648.958	6.811.962	3.900.746	4.975.685	2.988.093	5.292.026	5.674.000	4.363.000	8.533.000	75.407.712
2018	8.731.358	4.981.932	7.195.393	5.770.862	4.540.078	3.907.983	2.973.005	3.146.822	4.574.952	5.934.957	5.158.392	7.060.679	63.976.413
2017	5.919.533	8.926.443	6.541.489	8.263.447	6.055.380	6.231.446	3.278.143	3.455.529	3.919.571	8.701.055	6.841.279	10.243.960	78.377.276
2016	8.607.414	8.563.998	5.826.347	5.903.879	5.353.931	3.319.474	4.229.518	4.489.179	3.855.771	4.973.980	6.202.709	9.577.506	70.903.706

Tabelle 2: Monatliche gemittelte Leistungen des Windparks in kW

kW	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	September	Oktober	November	Dezember	Jahresmittel
2019	12.239	10.730	14.656	7.846	9.156	5.418	6.688	4.016	7.350	7.626	6.060	11.469	8.604
2018	11.736	7.414	9.671	8.015	6.102	5.428	3.996	4.230	6.354	7.977	7.164	9.490	7.298
2017	7.956	13.283	8.792	11.477	8.139	8.655	4.406	4.645	5.444	11.695	9.502	13.769	8.980
2016	11.569	12.305	7.831	8.200	7.196	4.610	5.685	6.034	5.355	6.685	8.615	12.873	8.080

Tabelle 3: Kapazitätsfaktoren des Windparks in %

%	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	September	Oktober	November	Dezember	Jahresmittel
2019	36,2	31,7	43,3	23,2	27,1	16,0	19,8	11,9	21,7	22,5	17,9	33,9	25,4
2018	34,7	21,9	28,6	23,7	18,0	16,0	11,8	12,5	18,8	23,6	21,2	28,1	21,6
2017	23,5	39,3	26,0	33,9	24,1	25,6	13,0	13,7	16,1	34,6	28,1	40,7	26,5
2016	34,2	36,4	23,2	24,2	21,3	13,6	16,8	17,8	15,8	19,8	25,5	38,1	23,9

Tabelle 4: Jahresübersicht

Jahr	Ertrag Park ohne EisMan kWh	EisMan kWh	EisMan-Anteil %	Gesamtertrag kWh	gemittelte Leistung kW	Kapazitätsfaktor %	Volllaststunden h	Maximale monatliche gemittelte Parkleistung kW
2019	60.008.000	15.399.712	20	75.407.712	8.604	25,4	2.229	14.656
2018	59.654.000	4.322.413	7	63.976.413	7.298	21,6	1.891	11.736
2017	58.258.000	20.119.276	26	78.377.276	8.980	26,5	2.317	13.769
2016	40.391.000	30.512.706	43	70.903.706	8.080	23,9	2.096	12.873
Gesamt	218.311.000	70.354.106	24	288.665.106	8.241	24,4	2.134	

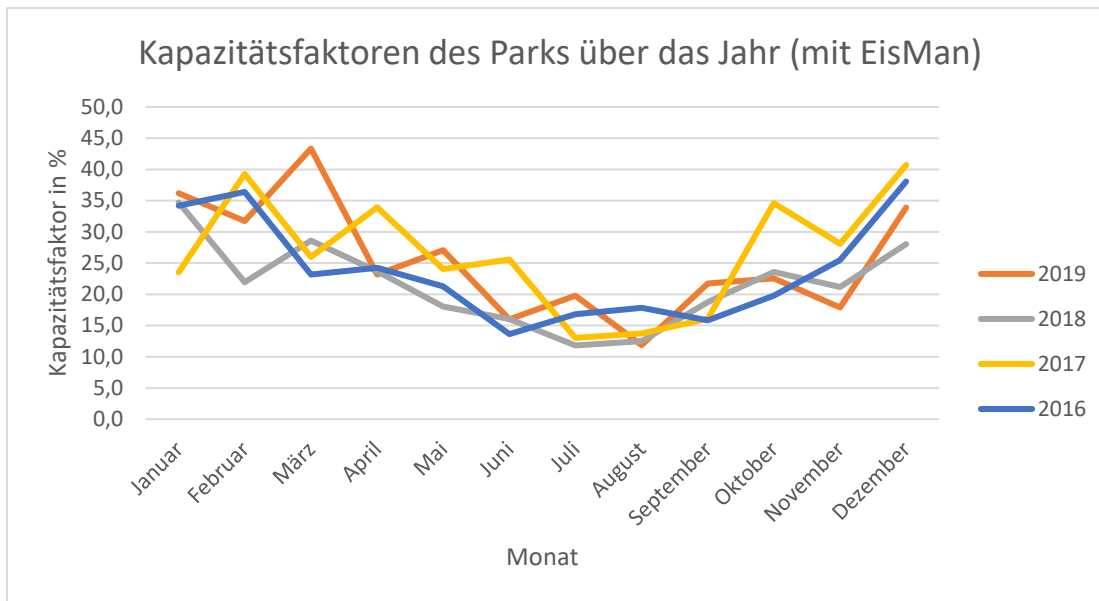


Abbildung 6: Kapazitätsfaktoren des Parks über das Jahr von 2016-2019

In Tabelle 4 sind die Erkenntnisse aus den Tabellen 1 bis 3 in einer Gesamtübersicht zusammengefasst. Aus dieser wird ersichtlich, dass über den Betrachtungszeitraum ein Ertrag von **288.665.106 kWh** erwirtschaftet wurde. Daraus folgen eine mittlere Leistung von **8.241 kW** und ein Kapazitätsfaktor von **24,4%**, was in **2.134** Vollaststunden resultiert. Diese Leistung von 8.241 kW dient als Anhalt zur Auslegung des Elektrolyseurs in Kapitel 4. Außerdem wird deutlich, dass die durch EisMan abgeregelten Erträge vergleichsweise gering ausfallen und somit auch die ausschließlich mit Überschussleistung produzierten Mengen an Wasserstoff gering wären.

3.3 Windverteilung

Für die Berechnung der potenziellen Erträge an Wasserstoff sind die Windverhältnisse ausschlaggebend. Aus diesem Grund wurde aus den Rohmessdaten des Jahres 2019 der Anlagen eine Windverteilung erstellt. Dieses Jahr wurde aufgrund der Datenlage ausgewählt und weil es durchschnittliche Windbedingungen aufzeigt, siehe Abbildung 6. Da die Windgeschwindigkeiten an jeder Anlage unterschiedlich sind, dient ein Parkmittelwert der Analyse. Die Rohdaten, welche alle Messdaten in Zehn-Minuten Intervallen enthalten, wurden anschließend so aufbereitet, dass sich die Windgeschwindigkeitsklassen 0 m/s bis 20 m/s ergeben. Die Klasse 1 m/s enthält somit beispielsweise alle auftretenden Windgeschwindigkeiten von 0 m/s bis 1 m/s etc., sodass sich als Klassenmitte 0,5 m/s bis 20,5 m/s ergibt. Diese Klassen wurden anschließend ausgezählt und in einer Verteilung ausgedrückt, siehe Abbildung 7:

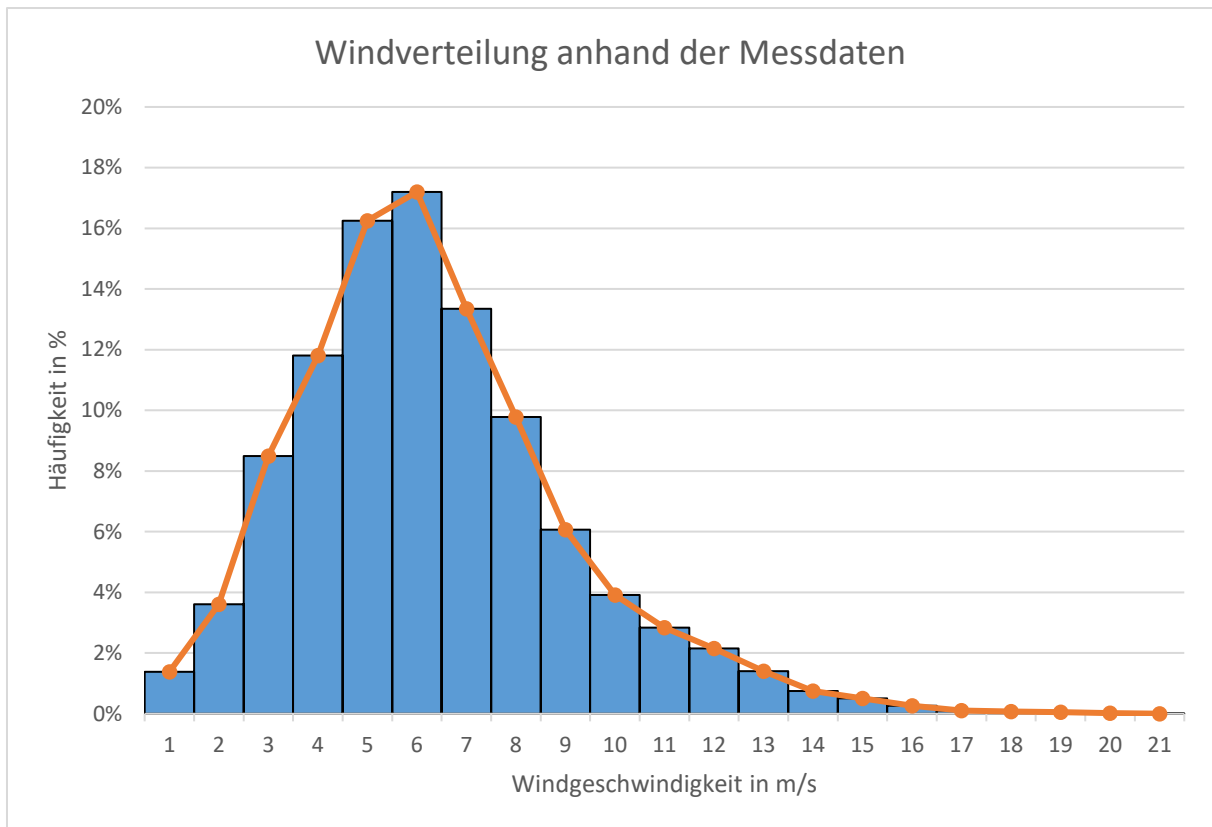


Abbildung 7: Windverteilung anhand der Messdaten

Die Datengrundlage für diese Abbildung ist zudem in Tabelle 8 zu finden. Anhand der Leistungskennlinie des Herstellers kann anschließend die jeweils abrufbare Nennleistung der WEA für die einzelnen Klassenmitten und somit die verrichtete Arbeit ermittelt werden. Das so berechnete Ergebnis von 73.286.299 kWh weicht lediglich um 2,81% von dem im Jahresbericht 2019 aufgeführten Wert ab und wird für die folgenden Rechnungen mithilfe dieser Verteilung als ausreichend genau betrachtet.

4 Elektrolyseur

Um aus den vorliegenden Windverhältnissen effektiv Wasserstoff zu erzeugen, bedarf es eines geeigneten Elektrolyseurs. Hierzu werden im Folgenden die existierenden Technologien erläutert. Darauf folgen Entscheidungen über die Art und Leistungsaufnahme des Elektrolyseurs. Danach wird ein real verfügbarer Elektrolyseur ausgewählt. Außerdem wird die energetische Verknüpfung zwischen diesem und dem Windpark anhand eines Beispieltages untersucht.

4.1 Brennstoffzellentypen

Nachfolgend werden die unterschiedlichen Brennstoffzellentypen mit ihren Merkmalen und englischen Abkürzungen aufgezählt, um eine technische Einordnung der diversen Typen zu ermöglichen. Diese unterscheiden sich hauptsächlich durch den Elektrolyten, die Betriebstemperaturen und die zulässigen Brenngase.

- **AFC** **Alkaline Fuel Cell** (alkalische Brennstoffzelle)
Die alkalische Brennstoffzelle weist einen hohen Wirkungsgrad auf und kann in einem weitem Temperaturbereich von 20°C bis 90°C betrieben werden. Luft muss als Oxidationsmittel ausgeschlossen werden, da das in der Luft vorhandene Kohlendioxid sich in der Zelle mit dem alkalischen Elektrolyten zu Kaliumkarbonat verbinden würde und sich dann die Zelle schnell zusetzen würde. Dies macht den Betrieb sehr kostenintensiv und somit wird das Verfahren meist nur bei Spezialanwendungen angewandt [5].
- **PEFC** **Polymer Electrolyte Fuel Cell** (Polymerelektrolyt-Brennstoffzelle)
PEMFC **Proton Exchange Membrane Fuel Cell** (Membran-Brennstoffzelle)
Die Membran-Brennstoffzelle (PEFC oder PEMFC) ist der am weitesten verbreitete Typ. Der Elektrolyt besteht aus protonenleitenden Polymeren und die porösen Gasdiffusionselektroden aus einem Kohle- oder Metallträger, welcher mit Platin beschichtet ist. Sie lässt sich auch mit Kohlenwasserstoffen wie Erdgas zur Reformation, also das Brenngas in Wasserstoff und seine anderen Bestandteile zu spalten, einsetzen. Die Betriebstemperatur liegt bei etwa 80°C. Die wesentlichen Vorteile sind zum einen die hohe Energiedichte, der nicht korrosive Elektrolyt und das die normale Umgebungsluft ausreicht

zum Betrieb. Mögliche Entwicklungspotentiale sind noch eine Verlängerung der Lebensdauer der Membrane [5].

- **DMFC** **Direct Methanol Fuel Cell** (Direktmethanol-Brennstoffzelle)
Die Direktmethanol-Brennstoffzelle ist ähnlich wie die Membran-Brennstoffzelle aufgebaut. Sie ist jedoch durch eine optimierte Membran für den Direktbetrieb mit Methanol entwickelt und weist eine leicht höhere Betriebstemperatur als die vorher genannte Zelle auf. Die typische Betriebstemperatur liegt bei etwa 180°C [5].
- **PAFC** **Phosphoric Acid Fuel Cell** (Phosphorsäure-Brennstoffzelle)
Die Phosphorsäure-Brennstoffzelle nutzt Phosphorsäure in hochkonzentrierter Form als Elektrolyt. Als Elektroden kommen wie bei der PEMFC Gasdiffusionselektroden mit Platin zum Einsatz [5].
- **MCFC** **Molten Carbonate Fuel Cell** (Karbonatschmelzen-Brennstoffzelle)
Die Karbonatschmelzen-Brennstoffzelle gehört mit der Betriebstemperatur von 650°C zu den Hochtemperatur Brennstoffzellen. Der Elektrolyt besteht aus schmelzflüssigen Alkalikarbonaten und die Elektroden aus Nickel. Auch hier werden Kohlenstoffhaltige Gase genutzt. Die macht einen Betrieb mit Erdgas oder Biogas im Kontext von Kraft-Wärmekopplung interessant [5].
- **SOFC** **Solid Oxide Fuel Cell** (oxidkeramische Brennstoffzelle)
Die oxidkeramische Brennstoffzelle gehört mit der typischen Betriebstemperatur zwischen 800°C und 1000°C ebenfalls zu den Hochtemperaturbrennstoffzellen. Es kommt eine oxidionenleitende Keramik als fester Elektrolyt zum Einsatz. Sie ist unempfindlich gegen Kohlenmonoxid und ist somit für die bei der MCFC bereits genannte Anwendung geeignet [5].

4.2 Grundlagen der Elektrolyse

Zur Wasserstofferzeugung wird die Funktionsweise der Brennstoffzelle umgekehrt. Es wird also elektrische Energie und Wasser zugeführt und in seine Bestandteile aufgespalten.

Die Technologie der Membran-Brennstoffzelle (PEMFC) als Elektrolyseur kommt in der Verwendung mit Windkraftanlagen häufig zum Einsatz, da sie eine hoch dynamische Betriebsweise ermöglicht, die bei der stark schwankenden Leistung von Windkraftanlagen notwendig ist. Außerdem wird nur demineralisiertes Wasser und elektrische Energie benötigt.

Die ansonsten noch weit im Megawattbereich verbreitete Technik, der Alkali-Elektrolyseur, stellt sich aufgrund der geringeren Dynamik im Betriebsverhalten und den zusätzlich notwendigen Betriebsstoffen für diesen Anwendungsfall als eher ungeeignet dar [6].

Die weiteren Hochtemperaturbrennstoffzellentypen, die bereits bei der technischen Einordnung genannt worden, werden aber aufgrund der bisher fehlenden Realisierbarkeit in dieser Leistungsklasse vernachlässigt. Zudem setzen die meisten Elektrolyseurhersteller zur Herstellung von Wasserstoff in diesem Anwendungsfall die PEM-Technologie ein.

Im Folgenden wird daher genauer auf die Funktionsweise der PEM-Brennstoffzelle eingegangen, da jene in der von uns gewählten Elektrolyseureinheit verwendet wird.

Die wesentlichen Unterschiede der beiden näher betrachteten Elektrolyseurtechnologien liegen in den ionischen Ladungsträgern, welche den elektrochemischen Prozess der Elektrolyse elektrisch schließen, und in dem Elektrolyten.

Die PEM-Zelle weist einen Feststoffelektrolyten auf, welcher die Anode und die Kathode voneinander elektrisch isoliert und durch seine selektive Leitfähigkeit für die Kationen den Stromkreis elektrisch schließt. Der Feststoffelektrolyt ist nahezu gasdicht und trennt die Anode, also die Seite, an der Sauerstoff austritt, von der Kathode, an welcher der Wasserstoff austritt. Es gilt eine Vermischung der beiden Gase zu vermeiden, da sonst ein hoch explosives Gemisch entsteht, im allgemeinen Sprachgebrauch auch „Knallgas“ genannt.

Der alkalische Elektrolyseur funktioniert mit einem porösen Separator anstatt der Membran der PEM-Zelle. Dieser Separator soll ebenfalls Sauerstoff von Wasserstoff trennen, aber dennoch den Austausch des hier flüssigen Elektrolyten, meist eine Kaliumhydroxid-Lösung, ermöglichen. Als Anlagenbetreiber muss darauf geachtet werden, dass ein Betrieb des alkalischen Elektrolyseurs mit Differenzdruck vermieden werden muss, um die bereits genannte Vermischung von Sauerstoff und Wasserstoff zu verhindern. Bei der PEM Elektrolyse ist ein Betrieb mit Differenzdruck möglich [6].

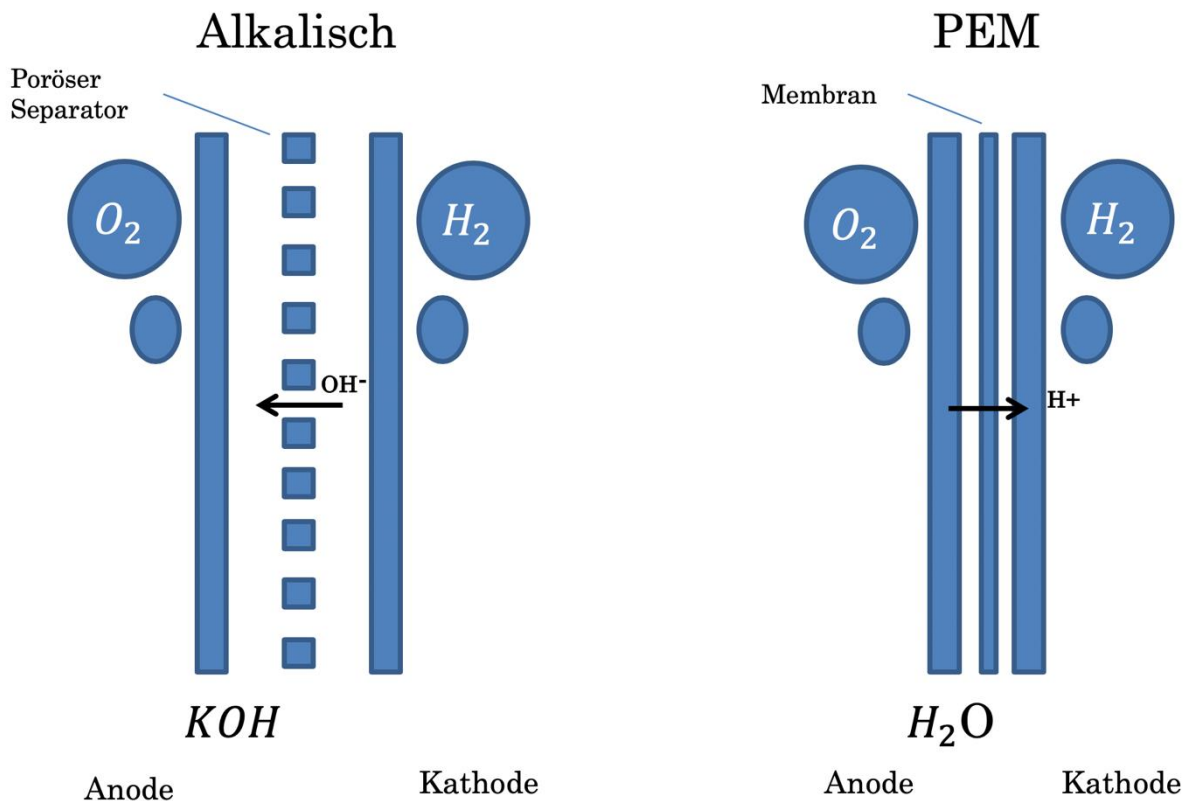


Abbildung 8: Darstellung der Elektrolyseverfahren nach [6]

Der Wirkungsgrad des Elektrolyseurs ist eine der wichtigsten Kenngrößen, da er das Verhältnis zwischen Nutzen und Aufwand beschreibt und somit Aufschluss über die benötigte elektrische Energie pro Mengeneinheit Wasserstoff gibt. Allerdings ist Wirkungsgrad nicht gleich Wirkungsgrad. Um verschiedene Elektrolyseure untereinander vergleichen zu können, muss immer auf gleiche Testbedingungen und besonders auch auf die Festlegung der Systemgrenzen geachtet werden, da bei Berücksichtigung von Gasaufbereitung oder anderen zusätzlichen Verfahrensschritten wesentlich geringere Wirkungsgrade zu erwarten sind, als bei der Berücksichtigung der Elektrolyse an sich [6].

Je nach Festlegung der Systemgrenzen, gibt es diverse Wirkungsgraddefinitionen, beispielsweise den FARADAY-Wirkungsgrad, den Spannungswirkungsgrad, den DC-Wirkungsgrad und den Anlagenwirkungsgrad.

Der FARADAY-Wirkungsgrad ist das Verhältnis aus der real produzierten und technisch nutzbaren Wasserstoffmenge zu der theoretisch maximalen Produktionsmenge. Es werden die Wasserstoffdiffusionsverluste über die Membran, elektrische Verlustströme oder die Wasserstoffverluste bei der Umsetzung von Sauerstoffverunreinigungen in der Wasserstoffreinigungsanlage berücksichtigt [6].

$$\varepsilon_{FARADAY} = \frac{\dot{m}_{real(H_2)}}{\dot{m}_{ideal(H_2)}} \quad (2)$$

Der Spannungswirkungsgrad ist als Quotient der thermoneutralen Spannung und der gemessenen Zellspannung definiert. Die thermoneutrale Spannung liegt bei Standardbedingungen bei 1,48 V und beinhaltet die gebundene Wärme durch die Entropieänderung. Die Zellspannung enthält auch alle elektrischen und katalytischen Verluste innerhalb der Zelle [6].

$$\varepsilon_{Spannung} = \frac{E_{th}}{E_{Zelle}} \quad (3)$$

Der DC-Wirkungsgrad beschreibt die Effizienz des Stacks oder eines Moduls. Er ist definiert als Verhältnis zwischen dem Energiegehalt des technisch nutzbaren Wasserstoffs und der zugeführten Energie in Form von Gleichstrom. Der Energiegehalt des technisch nutzbaren Wasserstoffs lässt sich als Multiplikation des unteren oder oberen Heizwertes mit dem Volumenstrom des Wasserstoffs berechnen. Der DC-Wirkungsgrad kann alternativ auch als Multiplikation des Spannungswirkungsgrad mit dem Faraday-Wirkungsgrad errechnet werden [6].

$$\varepsilon_{DC} = \frac{\dot{V}_{H_2} \cdot H_o}{P_{el(DC)}} \quad (4)$$

Um eine einfache Abschätzung der Reaktion des Elektrolyseurs auf unterschiedliche Betriebsparameter und dessen Folgen zu ermöglichen, wird hier nur qualitativ auf den Wirkungsgrad eingegangen.

Für den Wirkungsgrad der PEM-Brennstoffzelle sind besonders die Stromdichte und die Temperatur ausschlaggebend. Generell sind mit dem heutigen Stand der Entwicklung Wirkungsgrade zwischen 56% bis 74% am Elektrolyseur, bezogen auf den unteren Heizwert von Wasserstoff, technisch realisierbar [7].

Je höher die Temperatur der Brennstoffzelle, desto besser der Wirkungsgrad. Allerdings sinkt bei steigender Temperatur auch die Lebensdauer der Zellmembran. Je höher die Stromdichte in der Zelle, desto höher auch die Wasserstoffproduktion, allerdings steigt auch die Zellspannung und es sinkt der Spannungswirkungsgrad [6]. Somit wird bei der

Wahl der Betriebsparameter immer das Optimum zwischen Effizienz und Lebensdauer gesucht.

4.3 Dimensionierung des Elektrolyseurs

Wie bereits in Kapitel 3.2 erwähnt, ergibt die Bearbeitung der Windparkdaten eine durchschnittliche Jahresauslastung von 2.134 Volllaststunden, beziehungsweise einem Kapazitätsfaktor von 0,244. Dies entspricht einer kontinuierlichen mittleren Leistung von 8.241 kW.

Um diese Auslastung vollständig nutzen zu können, müsste der Elektrolyseur so dimensioniert werden, dass dieser die Nennleistung des gesamten Windparks aufnehmen kann. Das bedeutet, der Elektrolyseur müsste eine Leistungsaufnahme von 33.825 kW erreichen. Grund dafür ist der fluktuierende Wind, der mit schwankender Leistung und somit auch Lastspitzen einhergeht. Es können Situationen auftreten, in denen sich der Windpark beispielsweise zwölf Stunden lang im Nennarbeitspunkt befindet. Im nächsten Moment könnte eine 24h dauernde Flaute für Stillstand sorgen.

Es ergibt sich dabei folgender Zusammenhang:

$$W = \int P \cdot dt \quad (5)$$

Mit

$$W_1 = 33,825MW \cdot 12h = 405,9MWh$$

$$W_2 = 0MW \cdot 24h = 0MWh$$

folgt

$$P_{\text{gemittelt}} = \frac{W_1 + W_2}{t_1 + t_2} \quad (6)$$

$$P_{\text{gemittelt}} = \frac{(405,9 + 0)MWh}{36h} = 11,275MW$$

In diesem einfachen Rechenbeispiel ergibt sich eine Elektrolyseurauslastung von 1/3. Bei dieser Dimensionierung ergäbe sich mit den Messwerten eine Auslastung von etwa 1/4. Ökonomisch wäre dieser Ansatz also wenig sinnvoll, obwohl er den höchsten Wasserstofftertrag erzielt.

Um das Dimensionierungsproblem zu lösen, hilft ein Blick auf die Abbildung 7. Die Windgeschwindigkeit, bei der die Nennleistung erreicht wird, ist 12 m/s . Die Windgeschwindigkeiten, die mindestens 12 m/s betragen, haben eine kumulierte Häufigkeit von wenigen Prozent. Das heißt, dass die Nennleistung nur selten angefahren wird. Da die Größe des Elektrolyseurs maßgeblich zu den Kosten beiträgt, sollte dieser eine möglichst hohe Auslastung erfahren [4].

Tabelle 5: Übersicht verschiedener Dimensionierungen

Leistung Elektrolyseur / MW	3,00	6,00	9,00	11,00	13,00	15,00	17,00	22,00	27,00	33,83
Leistung gemittelt / MW	2,25	3,78	4,89	5,45	5,96	6,32	6,69	7,37	7,90	8,38
Arbeit am Elektrolyseur / MWh/d	54,00	90,67	117,73	130,70	143,02	151,73	160,44	176,88	189,48	201,02
Auslastung	0,75	0,63	0,54	0,50	0,46	0,42	0,39	0,34	0,29	0,25
Verluste / MWh/d	147,03	110,36	83,72	70,32	58,01	49,30	40,60	24,16	11,56	0

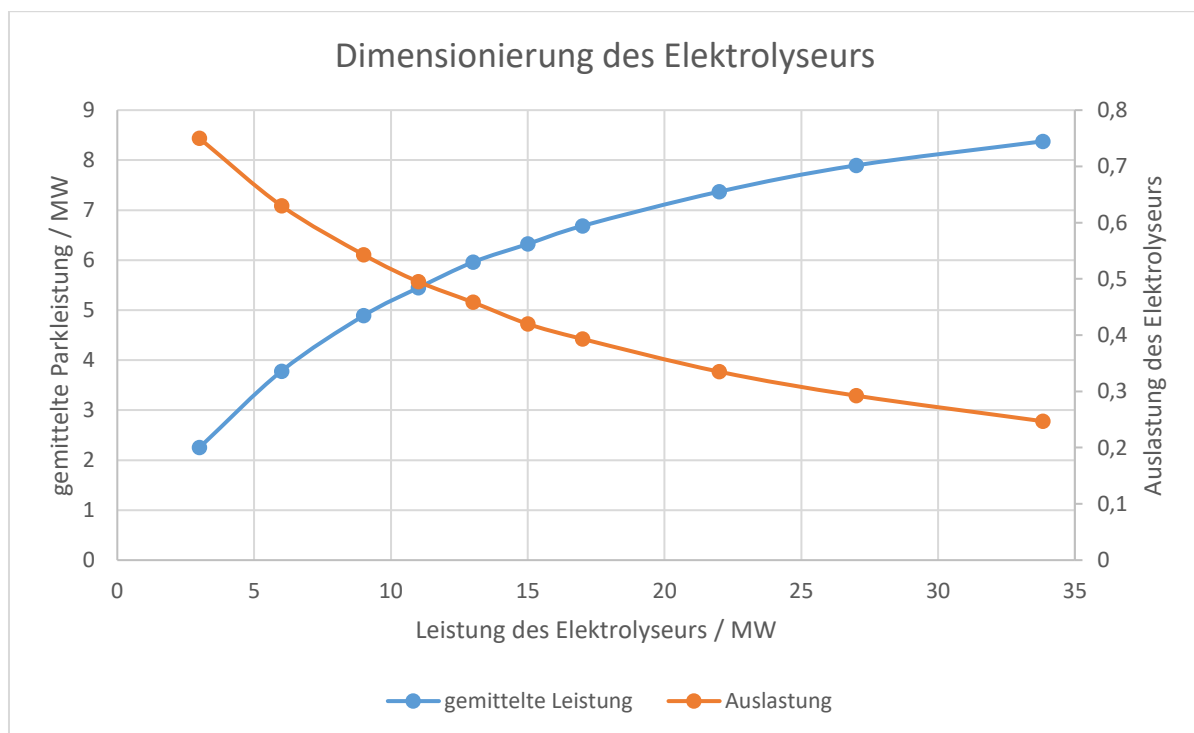


Abbildung 9: Leistungsaufnahme des Elektrolyseurs

Die Darstellung der gemittelten Leistung in Abhängigkeit der Leistung des Elektrolyseurs zeigt, dass die mittlere Leistung zwar mit der Leistung des Elektrolyseurs ansteigt, jedoch ist der Anstieg stets abnehmend. Fast invers dazu verhält sich die Auslastung des Elektrolyseurs. Diese nimmt stets mit zunehmender Leistung ab, während der Abstieg stets kleiner wird.

Wird die Elektrolyseurleistung zu klein gewählt, erfährt der Elektrolyseur zwar eine hohe Auslastung, jedoch wird der Wasserstoffenertrag zu klein und ein zu großer Anteil des gesamten Stromes fließt in das Netz. Eine hohe Elektrolyseurauslastung geht also zwangsläufig aufgrund der vorherrschenden schwankenden Windgeschwindigkeiten mit geringem Ertrag einher.

Es muss folglich ein Kompromiss gefunden werden, der für eine mittlere Auslastung sorgt und dabei einen moderaten Ertrag erzielt. Als Anhaltspunkt hilft die mittlere Parkleistung der Jahre 2016 bis 2019. Sie beträgt 8.241 kW. Um einen leicht höheren Ertrag zu erzielen, wird der Elektrolyseur auf 9 MW Nennleistung dimensioniert.

4.4 Auswahl des Elektrolyseurs

Die folgende Nutzwertanalyse hilft bei der Auswahl eines geeigneten Elektrolyseurs. Grundlage ist eine detaillierte Marktanalyse einiger in Frage kommender Elektrolyseure. Die Gewichtung erfolgt im Punktesystem 1-5 (1 = mangelhaft, 2 = ausreichend, 3 = befriedigend, 4 = gut 5 = sehr gut). In diesem Projekt war vor allem der spezifische Energieverbrauch wichtig, sowie die Bauform. Container lassen sich einfach platzieren, betreiben und modular erweitern. Ein weiteres Kriterium ist die Datenlage, die es erlaubt sich ein genaues Bild von dem Produkt zu machen. Darüber hinaus ist auch die Regionalität ein wichtiger Aspekt, da zum einen die Wirtschaft eines Standortes gefördert wird und zum anderen die Kommunikationswege kürzer sind. Der Betriebsdruck ist insofern zu beachten, als dass flexible und hohe Drücke (ca. 30 bar) besonders geeignet sind. Eine detaillierte Marktanalyse befindet sich im Anhang, siehe Tabelle 9.

Tabelle 6: Nutzwertanalyse [8] [9] [10] [11] [12]

Hersteller		H-TEC			NELHYDROGEN					HYDROGENICS				SIEMENS			
		ME 450 /1400		M4000		M400		MC400		HyLYZER -300-30		HyLYZER -1000-30		Silyzer 300		Silyzer 200	
Kriterium	G	P	g	P	g	P	g	P	g	P	g	P	g	P	g	P	g
Produktionsbereich %	0,10	4	0,40	4	0,40	4	0,40	4	0,4	5	0,50	5	0,50	5	0,50	3	0,30
spez. Energieverbrauch kWh/Nm ³	0,25	3	0,75	5	1,25	5	1,25	5	1,25	4	1,00	4	1,00	4	1,00	1	0,25
Betriebsdruck H2 bar	0,10	5	0,50	4	0,40	4	0,40	4	0,40	5	0,50	4	0,40	3	0,30	5	0,50
Bauform	0,25	5	1,25	1	0,25	1	0,25	4	1,00	5	1,25	5	1,25	2	0,50	1	0,25
Wärmeauskopplung	0,00	5	0,00	1	0,00	1	0,00	1	0,00	1	0,00	1	0,00	1	0,00	1	0,00
Regionalität	0,15	5	0,75	4	0,60	4	0,6	4	0,60	1	0,15	1	0,15	5	0,75	5	0,75
Datenlage	0,15	4	0,60	3	0,45	3	0,45	3	0,45	3	0,45	3	0,45	2	0,30	2	0,30
Summe	1		4,25		3,35		3,35		4,10		3,85		3,75		3,35		2,35

G=Gewichtung, P=Punktzahl, g=gewichtete Punktzahl

Die Nutzwertanalyse zeigt, dass der Elektrolyseur ME 450/1400 von H-TEC am besten geeignet ist. Dieser befindet sich in einem 40 ft Container und kann direkt betrieben werden. Das Modell ME 450/1400 verfügt über eine nominale Leistungsaufnahme von 1 MW. Es müssen also neun Container auf dem Parkgelände aufgestellt werden, um die 9 MW Nennleistung zu erreichen. Trotz des moderaten spezifischen Energieaufwandes stellt sich dieser Elektrolyseur als am sinnvollsten heraus. Als regionales Unternehmen, mit Niederlassungen in Augsburg, Braak und Lübeck, sind die Kommunikationswege verhältnismäßig kurz. H-TEC veröffentlicht viele Daten, und erlaubt so eine genaue Validierung der Nutzung im Rahmen dieses Projekts. Eine optionale Wärmeauskopplung bietet die Möglichkeit der Nutzung der entstehenden Wärme. Die Container verfügen jeweils über einen Netzanschluss von $3 \cdot 400V/50Hz$ mit einer Anschlussleistung von 2 MVA [8] [13].

4.5 System – Windpark & Elektrolyseur

Bei der energetischen Verknüpfung zwischen dem Windpark und dem Elektrolyseur sind verschiedene Aspekte zu beachten. Diese lassen sich anhand eines repräsentativen Tagesbeispiels erläutern, welches in Abbildung 10 zu sehen ist.

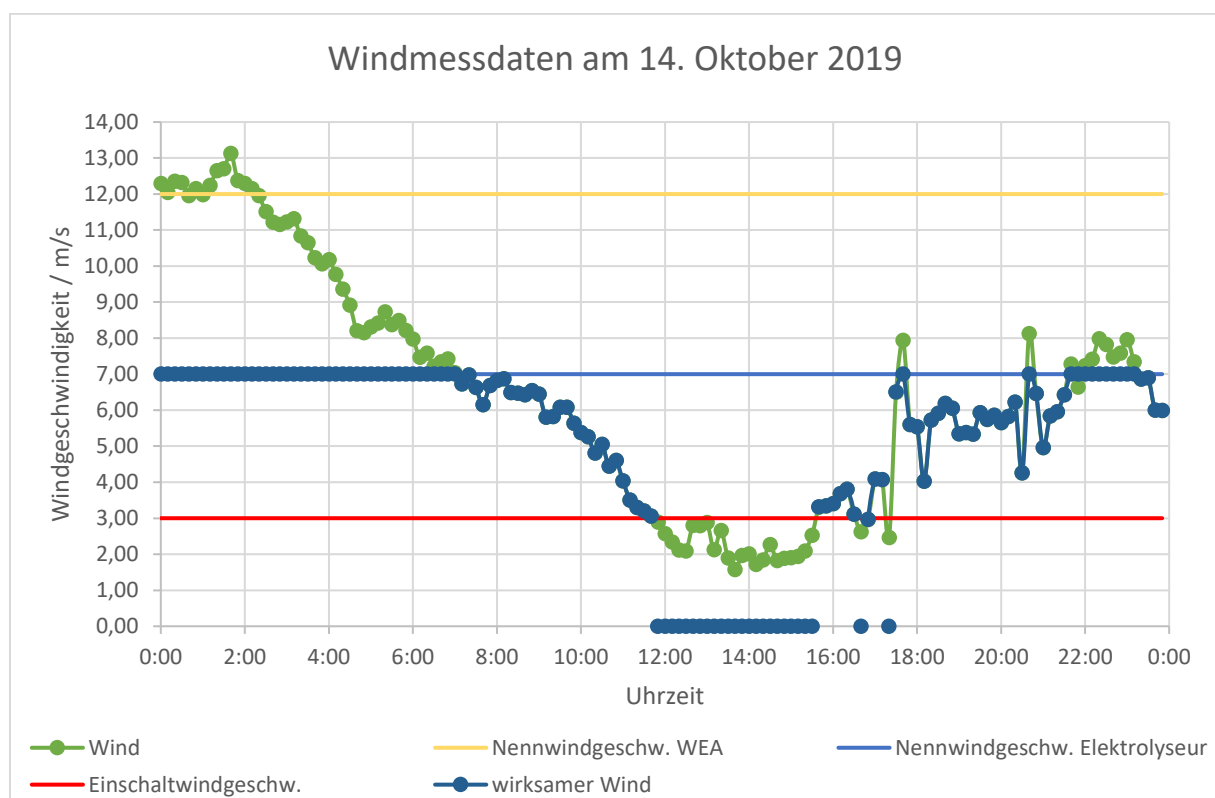


Abbildung 10: Tagesbeispiel, Windgeschwindigkeiten

Der grüne Verlauf zeigt die durchschnittliche Windgeschwindigkeit des gesamten Windparks über 10 Minuten in Abhängigkeit der Uhrzeit an. An diesem Tag gab es sowohl

Windgeschwindigkeiten, bei denen sich die Windenergieanlagen im Nennbetrieb befinden (ab Nennwindgeschwindigkeit = 12 m/s) als auch Windgeschwindigkeiten, bei denen die WEA außerhalb ihres Betriebsbereiches sind (bis Einschaltgeschwindigkeit = 3 m/s). Wird die Elektrolyseleistung von 9 MW auf elf Anlagen verteilt, so leistet jede WEA $0,82 \text{ MW}$. Jede WEA hat eine Leistung von 820 kW bei der Windgeschwindigkeit von ungefähr 7 m/s . [4] Dabei ergibt sich ein variabler Arbeitsbereich des Elektrolyseurs bei Windgeschwindigkeiten ab 3 m/s bis 7 m/s . Alle Windgeschwindigkeiten über 7 m/s sind somit für den Elektrolyseur energetisch abgeregelt. Die Energie, die darüber hinaus auftritt, wird in Form von elektrischer Energie in das öffentliche Netz eingespeist. Somit sind für den Elektrolyseur Windgeschwindigkeiten von 3 m/s bis 7 m/s „sichtbar“ (blauer Verlauf). Um nun den Transfer zwischen Windgeschwindigkeit, Leistung des Windparks und dem Elektrolyseur herzustellen, müssen die Windgeschwindigkeiten der Kennlinie der WEA zugeordnet werden und danach mit dem Faktor 11 multipliziert werden.

Die Abbildung 11 zeigt den Leistungsverlauf am Elektrolyseur und die Energiesumme über den gesamten Beispieltag. Durch die Dimensionierung auf 9 MW stagniert die Leistung bis etwa 7.00 Uhr. Danach schwankt diese infolge niedriger Windstärke. Ab 8.10 Uhr fällt die Leistung des Elektrolyseurs stetig ab, bis sie bei ungefähr 12.00 Uhr auf null sinkt. Danach steigt die Leistung wieder an, bis sie bei 18.00 Uhr wieder auf 9 MW ansteigt. Danach schwankt die Leistung wieder, bis sie bei 22.00 Uhr wieder auf 9 MW ansteigt. Danach sinkt die Leistung wieder auf null ab.

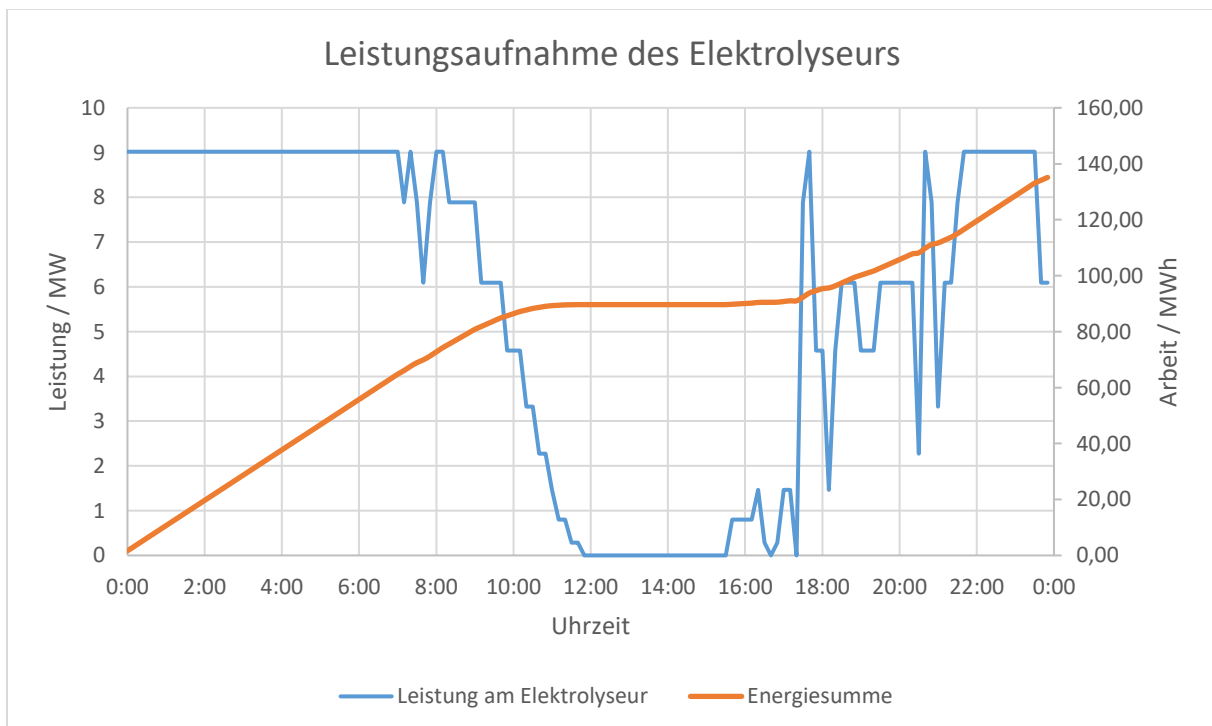


Abbildung 11: Leistungsaufnahme des Elektrolyseurs

Ab 17.20 Uhr kommt es zu einem großen Lastsprung, von 0 bis fast 8 MW innerhalb von 10 Minuten. Der maximal annehmbare Lastsprung kann in dieser Abtastzeit 9 MW/10 min, bzw. 15 kW/s sein. Der genutzte Elektrolyseur besitzt eine dynamische Begrenzung von 300 kW/s. Um kürzere Lastsprünge zu erfassen, müsste die Abtastzeit der vorliegenden Windparkrohdaten kleiner sein.

Werden die erläuterten Gesetzmäßigkeiten auf die gesamten Jahre 2016 bis 2019 angewendet, so ergibt sich aus der mittleren Windleistung von 8.241 kW eine nutzbare mittlere Leistung von 4.805 kW.

Dabei ergibt sich durch folgende Rechnung eine durchschnittliche Wasserstoffproduktion von:

$$\dot{m} = P \cdot \frac{\rho}{\lambda} \tag{7}$$

$$\dot{m} = 4.805 \text{ kW} \cdot \frac{0,0899 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3}}{4,9 \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3}} = 88,16 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Mit λ = spezifischer Energieverbrauch; Dies ist der Aufwand elektrischer Energie, um einen Normkubikmeter Wasserstoff zu erzeugen [14]

Bei einem Brennwert von 141,86 MJ/kg und dem nominalen Massenstrom von 88,16 kg/h ergibt sich eine theoretische Leistung von 3.474 kW [15]. Dies führt zu einem Systemwirkungsgrad von 72,30 %. Die entfallenen 1.331 kW sind Verluste, die hauptsächlich in Form von Wärme auftreten. Diese lässt sich bei dem gewählten Elektrolyseur entkoppeln. Dabei verfügt diese Entkopplung über eine Vorlauftemperatur von 65°C und eine Rücklauftemperatur von 55°C [8]. Im Rahmen des Projekts wird sich aber dazu entschieden, auf eine Wärmeentkopplung zu verzichten, da keine Verwendungsmöglichkeiten sinnvoll erscheinen. Deshalb wird die Wärme über eine Lüftungsanlage auf den Containern der Umwelt zugeführt. Auch der entstehende Sauerstoff wird in die Umwelt geleitet. Es muss erwähnt werden, dass der Elektrolyseur zwar über eine nominale Leistungsaufnahme von 9 MW verfügt, aber Leistungen von bis zu 12,6 MW aufnehmbar sind. Dieser maximale Arbeitspunkt erlaubt einen höheren Ertrag, der allerdings zu einer Verkürzung der Lebensdauer führen kann. Der Ertrag kann also maximiert werden und eventuell durch intelligente Regelungen, die auf einen Kompromiss zwischen Lebensdauer und Ertrag abzielen, unterstützt werden.

5 Rechtliche Randbedingungen

Ein erheblicher Kostenfaktor bei der Elektrolyse ist der Strompreis, sodass eine Analyse der zu entrichtenden Umlagen und Abgaben sinnvoll ist. In der folgenden Abbildung ist ein Überblick über die Zusammensetzung des Strompreises für Haushalte bei einem Jahresverbrauch von 3.500 kWh im Jahr 2020 gegeben, um die Relevanz der folgenden dargestellten Gesetzeslage aufzuzeigen.

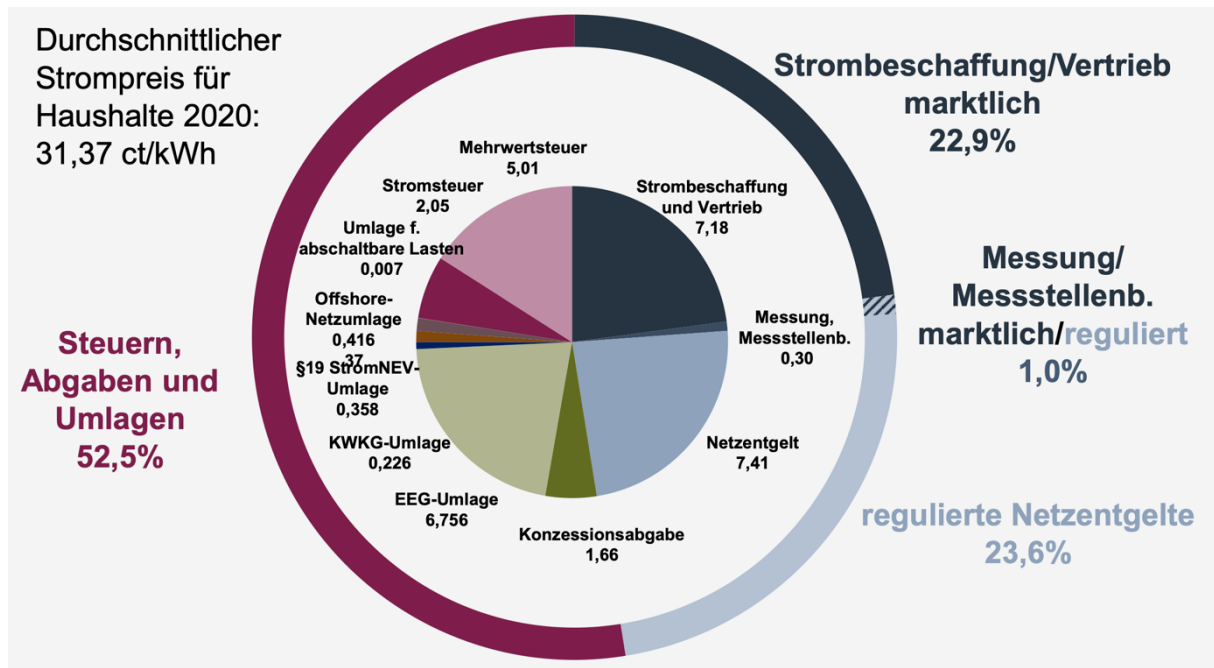


Abbildung 12: Strompreis Haushalte 2020, Alle Angaben in Cent [16]

In dem von uns betrachteten Szenario befindet sich die Elektrolyseeinheit auf dem Gelände des installierten Windparks und ist somit ohne Kabelverlegung im öffentlichen Raum direkt verbunden. Der Betreiber beider Anlagenteile ist rechtlich gesehen die identische Person. Das entwickelte Szenario betrachtet eine weitere Nutzung des Windparks nach Ende der Förderung durch das Erneuerbare-Energien-Gesetz (nachfolgend EEG) und ein möglicher Energieüberschuss wird in das öffentliche Netz eingespeist und dort direkt vermarktet.

Da das öffentliche Netz zwischen WEA und Elektrolyseeinheit nicht genutzt wird und es sich um eine Elektrolyseeinheit handelt, entfallen nach §118 Abs. 6 S. 1 und S. 7 EnWG die Netzentgelte gänzlich. Die Konzessionsabgaben entfallen auch aufgrund der Nichtnutzung des öffentlichen Netzes. Die EEG Umlage entfällt gemäß §61a Nr.3 EEG, da es sich um eine Eigenversorgung mit Überschusseinspeisung ohne Inanspruchnahme einer EEG Vergütung handelt. Die KWKG-Umlage entfällt gemäß §27 KWKG Abs. 1. Die

StromNEV-Umlage wird nach §19 Abs. 2 StromNEV bei einem Verbrauch von mehr als einer Gigawattstunde auf $0,025 \text{ ct/kWh}$ reduziert. Die Offshore Haftungsumlage wird in Anlehnung an die EEG- und KWKG-Umlage (§17f EnWG und §27 bis §27c KWKG) ebenfalls bei einem Verbrauch von mehr als einer Gigawattstunde auf $0,025 \text{ ct/kWh}$ reduziert. Die Umlage für AbLa fällt mit $0,005 \text{ ct/kWh}$ an. Die Stromsteuer entfällt komplett gemäß §9 Abs. 1 StromStG [17].

Somit müssen insgesamt Umlagen in Höhe von $0,055 \text{ ct/kWh}$ gezahlt werden, was den ökonomischen Vorteil dieses Szenarios erkennbar macht. Somit ist es sinnvoll, wenn möglich, die Anlage wie in diesem Szenario zu betreiben, da nahezu alle Umlagen entfallen und somit die Anlage wirtschaftlicher betrieben werden kann.

6 Betriebsmanagement

Für das Betriebsmanagement sollen im Nachfolgenden die Anforderungen an die Wasserqualität, die Wasseraufbereitung und die erforderlichen Bereitstellungsmengen untersucht werden. Auch das Energiemanagement wird untersucht, um das dynamische Verhalten bei Lastsprüngen und die Langzeitstabilität zu analysieren.

6.1 Wasseraufbereitung

Für den Elektrolyseprozess ist die permanente Bereitstellung von Wasser erforderlich. Dabei ist auch die Qualität des Wassers entscheidend, um zu verhindern, dass es zu einer Bedeckung („*Scaling*“) der Elektrodenoberfläche des Elektrolyseurs, der Membran, des Tanks und des Leitungssystems mit Mineralien oder sonstigen Verunreinigungen kommt. Dies führt mittelfristig zu Effizienzeinbußen und kann, je nach Anwendungsfall, auch zu Wärmeproblemen führen.

Das Reinwasser muss dabei eine geringe Leitfähigkeit aufweisen und frei von Schmutzbestandteilen und schädlichen Ionen sein [18]. Je nach Standort des Elektrolyseurs und der vorhandenen Rohwasserquelle ist deshalb eine Wasseraufbereitung in Form von Filtration, Entsalzung und Demineralisierung notwendig. So wäre die Versorgung auch durch einen angrenzenden Fluss, Brunnen oder Oberflächenwasser gegeben. Dabei sind jedoch die gesonderten Anforderungen jeder Wasserquelle zu beachten.

Bei Anschluss an die regionale Leitungswasserversorgung, welches bereits gesetzlich über einen hohen Reinheitsgrad verfügt (DIN 2000), sind meist lediglich eine Enthärtung und die Reduzierung der Leitfähigkeit notwendig. Wird das Wasser aus anderen Quellen gewonnen, gehen weitere Aufbereitungsschritte voraus.

Je nach gewähltem Elektrolyseur ist die geforderte Leitfähigkeit des Wassers $\kappa < 0,1$ bis $10 \mu\text{S}/\text{cm}$ bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

Für den Elektrolyseur ME 450/1400 der Marke H-TEC ist dabei $10 \mu\text{S}/\text{cm}$ ausreichend [19]. Aktuelle Trinkwasseruntersuchungen aus der Mitte Schleswig-Holsteins ergeben eine Leitfähigkeit von $475 \mu\text{S}/\text{cm}$ bei $25 \text{ }^\circ\text{C}$ bei mittlerer Härte ($9,7 \text{ }^\circ\text{dH}$) [20].

Eine allgemeine Folge an Verfahrensschritten, die abhängig von der Rohwasserquelle gegebenenfalls nötig sind, wird im Folgenden beschrieben:

- Eine Fällung und Flockung mit anschließender Sedimentfiltration, um gröbere Partikel herauszufiltern.

- Anschließend eine erste Entsalzung, in Form eines Natrium-Ionentauschers. Dabei werden die schädlichen, gelösten Härtesalze im Rohwasser durch Natrium-Ionen ausgetauscht. Dies führt nicht zu einer Verbesserung der Leitfähigkeit, jedoch nahezu zu einer Enthärtung des Wassers [21].
- Auch die Anwendung eines Antiscalants kann sinnvoll sein. Dieser hat ebenfalls die Aufgabe das Wasser zu enthärten, um im nachfolgenden Prozessschritt „Scaling“ an den Membranen der Umkehrosmose-Einrichtung zu verhindern.
- Es folgt die Umkehrosmose, bei der durch erzeugten Druck der natürliche Osmose-Prozess umgekehrt wird. Dabei wird ein bis zu 99% reines Permeat erzeugt. Auch der ionische Anteil wird dabei erheblich reduziert ($\kappa < 30 \mu\text{S}/\text{cm}$) [21].
- Der Umkehr-Osmose wird eine Entgasungseinrichtung zur Entfernung von CO_2 und ggf. O_2 nachgeschaltet, da die Enthärtung zu einem Ungleichgewicht im Kalk-Kohlensäure-Gleichgewicht in Richtung freier Kohlensäure führt [21].
- Zum Schluss erfolgt die entscheidende Feinentsalzung mittels Mischbettionentauscher oder Elektroionisation, um die Leitfähigkeit auf den gewünschten Wert zu verringern [22].

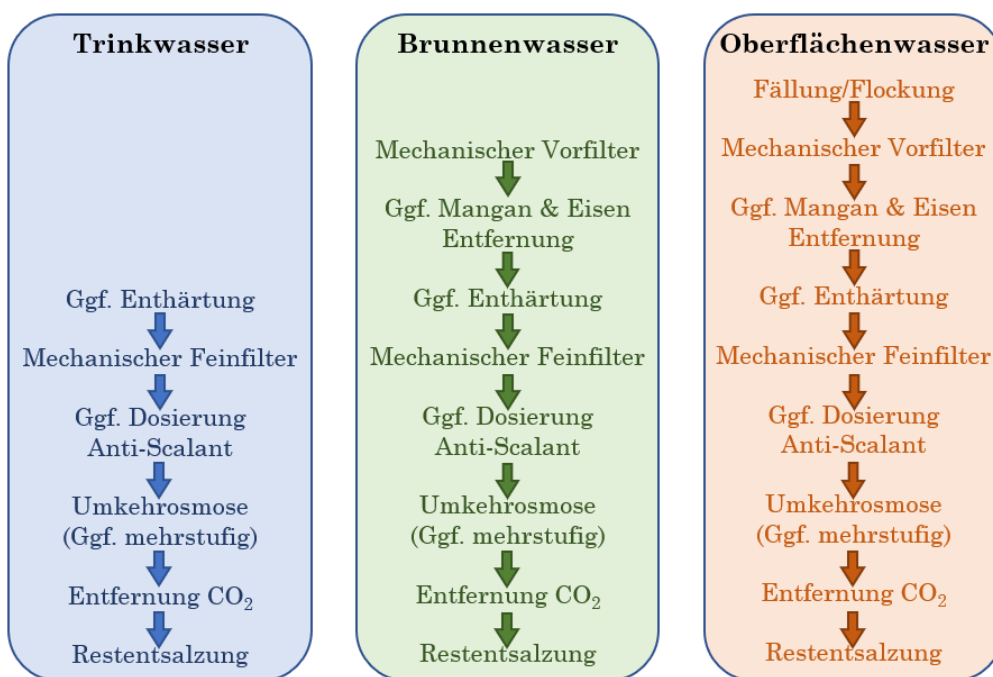


Abbildung 13: Mögliche Verfahrensschritte in der Wasseraufbereitung nach [21]

Der nötige Energieaufwand muss dementsprechend mitberücksichtigt werden, bei der Nutzung unattraktiverer Wasserquellen.

Bei dem in diesem Fall genutzten Elektrolyseur ME 450/1400 der Marke H-TEC ist es nicht nötig sich um eine zusätzliche Wasseraufbereitung zu bemühen. Die Containerlösung stellt ein „Rundum-Paket“ dar, welches alle Komponenten der Wasser-Elektrolyse bereits vereint.

Vorgesehen ist dabei ein Anschluss an die Trinkwasserversorgung [23].

6.2 Bereitstellungsmengen

Für die Bereitstellungsmengen an Wasser kann die Energie- und Massenbilanz der Elektrolyse angewendet werden.



Dabei entspricht die benötigte elektrische Energie der Standardreaktionsenthalpie.

$$\Delta_R H^0 = 286 \frac{kJ}{mol}$$

Mit Hilfe der Molaren Massen der einzelnen Komponenten lässt sich die Massenbilanz aufstellen.

$$18 \text{ kg } H_2O + 286 \frac{MJ}{kg} \rightarrow 2 \text{ kg } H_2 + 16 \text{ kg } O_2$$

$$9 \text{ kg } H_2O + 40 \frac{kWh}{kg} \rightarrow 1 \text{ kg } H_2 + 8 \text{ kg } O_2$$

Mit

$$M_{H_2O} = 18,01528 \frac{g}{mol}$$

$$M_{O_2} = 31,9988 \frac{g}{mol}$$

$$M_{H_2} = 2,01588 \frac{g}{mol}$$

Für ein Kilogramm Wasserstoff sind also rund 9 Liter demineralisiertes Wasser nötig. Für den Wasserverbrauch muss dieser Wert jedoch verdoppelt werden, da zur Erzeugung des Reinwassers in der Wasseraufbereitung mehr Rohwasser benötigt wird [24].

Wird nun diese Rechnung auf die mittlere nutzbare Leistung bzw. die durchschnittliche Wasserstoffproduktion von $88,16 \text{ kg/h}$ projiziert, folgt daraus der durchschnittliche Wasserverbrauch von

$$\dot{m}_{\text{Wasser}} = 1.586,9 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Für den maximalen Wasserverbrauch pro Stunde liegt die Wasserstoffproduktion bei Nennleistung zu Grunde. Dabei ergibt sich nach (7) eine Wasserstoffproduktion von $165,12 \text{ kg/h}$.

Wird die Anfangsrechnung darauf bezogen, ergibt sich daraus ein maximaler Wasserverbrauch pro Stunde bzw. die maximal nötige Bereitstellungsmenge von

$$\dot{m}_{\text{Wasser,max}} = 2.972,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Der Hersteller gibt im Datenblatt nominal 350 kg/h als Wasserverbrauch pro 1 MW Elektrolyseur an [23].

Auf die ganze Anlage bezogen bedeutet dies 3.150 kg/h , was leicht über dem ermittelten Wert liegt.

6.3 Betriebsverhalten bei dynamischem Betrieb

Für das Betriebsverhalten des Elektrolyseurs bei schwankender Last kann auch das Verhalten einer einzelnen Zelle betrachtet werden. Dabei muss auf die Grundlagen der Elektrochemie eingegangen werden.

Die Elektrolyse von Wasser ist ein elektrochemischer Prozess bei dem Wassermoleküle mit Hilfe von elektrischer Energie in Wasserstoff und Sauerstoff aufgespalten werden. Dabei kommen zwei Elektroden zum Einsatz, die durch eine Membran getrennt werden.

Es gibt je eine elektrochemische Reaktion an der Anode und an der Kathode.

An der Anode:



An der Kathode:



Gesamtreaktion:



Durch die Änderung der GIBBS'schen Reaktionsenthalpie ΔG^0 lässt sich die minimal notwendige Energie zur Trennung der Wassermoleküle unter Standardbedingungen berechnen:

$$\Delta G^0 = n \cdot F \cdot E^0 = 237 \frac{kJ}{mol} \quad (12)$$

Mit

n : Anzahl an beteiligten Elektronen

F : FARADAY-Konstante

E^0 ist dabei die elektrochemische reversible Gleichgewichtsspannung, auch Standardpotenzial, bei der es unter Standardbedingungen zu keinem Stromfluss kommt.

$$E^0 = \frac{\Delta G^0}{n \cdot F} = 1,23 V$$

Da bei der elektrochemischen Reaktion auch Entropie entsteht, ist es empfehlenswert statt allein mit der GIBBS'schen Reaktionsenthalpie ΔG^0 auch das Produkt der Entropieänderung ΔS^0 und der Temperatur T zur Berechnung des Potenzials unter Standardbedingungen herbeizuziehen.

$$\Delta_R H^0 = \Delta G^0 + T \cdot \Delta S^0 = 286 \frac{kJ}{mol} \quad (13)$$

$$E_{th} = \frac{\Delta H^0}{n \cdot F} = \frac{\Delta G^0 + T \cdot \Delta S^0}{n \cdot F} = 1,48 V \quad (14)$$

Dabei ist E_{th} die thermoneutrale Spannung, die nahezu temperaturunabhängig ist und zu einem Effizienzanstieg des Spannungswirkungsgrads bei steigenden Betriebstemperaturen führt [25].

Findet die Elektrolyse nicht bei Standardbedingungen statt, kann die Abweichung des Elektrodenpotenzials durch die Temperatur- und druckabhängige NERNST-Gleichung beschrieben werden.

$$E_N^0 = E^0 + \frac{R \cdot T}{n \cdot F} \ln \left(\frac{a_{OX}}{a_{red}} \right) \quad (15)$$

Um die tatsächlich in der Praxis gemessenen Zellspannung zu erreichen, reicht die reversible Gleichgewichtsspannung nicht aus. Sie setzt sich dabei viel mehr aus der NERNST-Spannung und einer Reihe von Überspannungen zusammen. Zu den wichtigsten gehören dabei die OHMsche-, Durchtritts- und Massentransport-Überspannung. Dabei können zusätzlich auch noch induktive und kapazitive Impedanzen auftreten [25].

$$E_{Zelle} = E_N^0 + \eta_{ohm} + \eta_D + \eta_M + \sum \eta_X \quad (16)$$

Die OHMsche Überspannung η_{ohm} umfasst vor allem die Verluste durch den Ionentransport durch die Membran, aber auch die elektrischen Verluste an leitenden Komponenten und Kontaktwiderstände. Dabei ergibt sich ein linearer Verlauf [25] [26].

Die Durchtrittsüberspannung η_D tritt auf, wenn Schritte der Elektrolysereaktion kinetisch gehemmt sind, also gebremst werden. Sie weist einen logarithmischen Verlauf bei steigender Stromdichte auf [25] [27].

Die Massentransport-Überspannung, auch Diffusionsüberspannung η_M beachtet die Grenzen des Massentransports vor allem bei hohen Stromdichten. Diese hat einen exponentiellen Verlauf [25] [26].

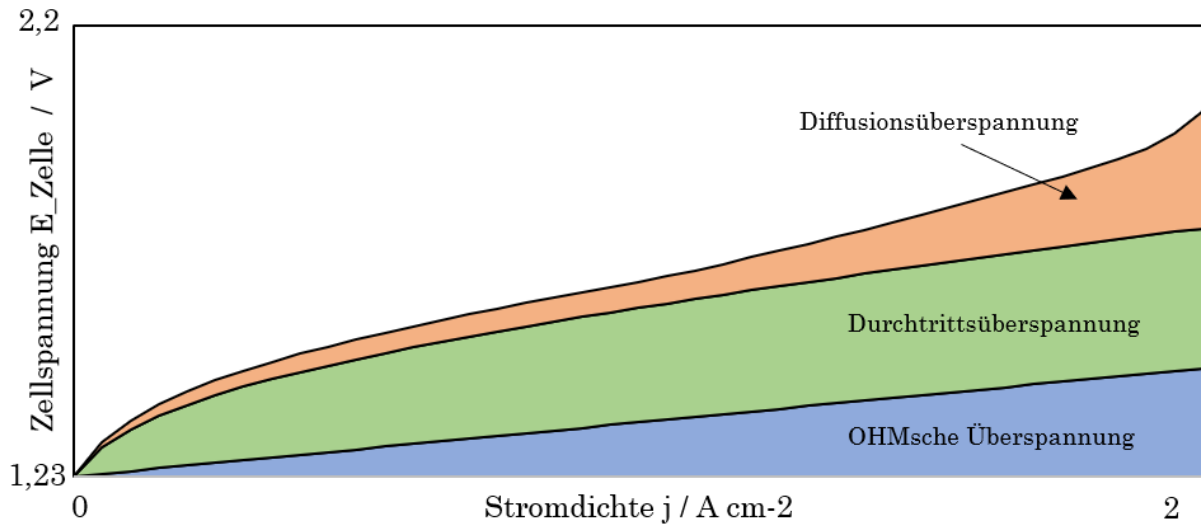


Abbildung 14: schematische Darstellung der Spannungs-Stromdichten-Kennlinie nach [25]

Anschließend lässt sich aus der Zellspannung E_{Zelle} den bereits genannten Zellenwirkungsgrad, auch Spannungswirkungsgrad, $\varepsilon_{Spannung}$ (3) ermitteln.

$$\varepsilon_{Spannung} = \frac{E_{th}}{E_{Zelle}}$$

Unter normalen Betriebsbedingungen ergeben sich für die Zellspannung Werte zwischen 1,5 V und 2,2 V.

Der Wirkungsgrad der Zelle ist demnach umgekehrt proportional zur Zellspannung, welche abhängig von der Stromdichte ist. Mit der Stromdichte steigt und fällt wiederum die Menge an produzierten Wasserstoff. Schlussfolgernd führt eine höhere Spannung dementsprechend zu einer erhöhten Wasserstoffproduktion bei einem geringeren Wirkungsgrad [28].

6.3.1. Dynamisches Verhalten

Da der Windpark eine stark schwankende Leistung bereitstellt, sollte der Elektrolyseur in der Lage sein, auf Leistungssprünge schnell reagieren zu können. Im Gegensatz zu den alkalinen Elektrolyseuren, haben PEM Elektrolyseure eine deutlich bessere Ansprechzeit. Sie sind aus diesem Grund besser geeignet in Kombination mit erneuerbaren Energien [29].

Eine aktuelle Studie [30] zeigt dabei das dynamische Verhalten eines Elektrolyseurs im Labor, mit einem 3 Zellen Stack unter Standardbedingungen, bei einem sprunghaften Anstieg (a) des Stromes um 10 A und um einen Abstieg (b) gleichen Betrags.

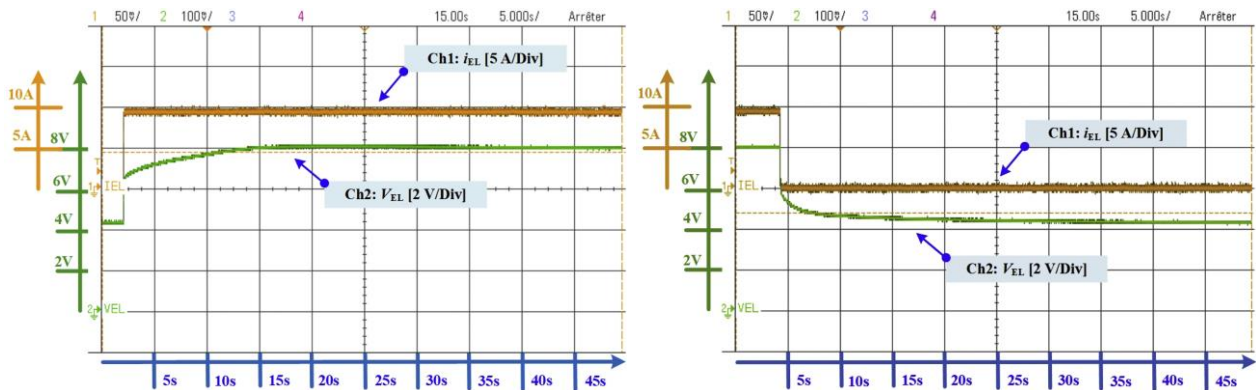


Abbildung 15: Antwort des Elektrolyseurs als Ergebnis eines Sprungs des Stroms von 0 auf 10 A (a) bzw. von 10 auf 0 A (b) [30]

Dabei entspricht die Spannung vor (a) bzw. nach (b) dem Sprung bei 0 A der reversiblen Gleichgewichtsspannung des Stacks (4,2 V).

Es ist zu erkennen, dass beim sprunghaften Anstieg des Stroms auch die Stack-Spannung sprunghaft ansteigt, ehe ein langsames Abklingen der Steigung bis auf den statischen Endwert einsetzt.

Außerhalb des Labors macht der Stand der PEM Elektrolyseur Technologie einen Warm-Start von <10s und eine hohe Dynamik bei Lastsprüngen im Betrieb (<1s) möglich [31].

6.3.2. Langzeitstabilität und Degradation

Bei dem Betriebsverhalten von Elektrolyseuren, gerade in Kombination mit regenerativen Energien mit dynamischer Last und Leerlaufzeiten, ist die Langzeitstabilität eine große Herausforderung.

Eine geringe Auslastung stellt ein großes Problem dar, da die Geschwindigkeit, bei der Wasserstoff und Sauerstoff produziert wird, geringer sein kann als die Geschwindigkeit, welche die Gase zur Durchdringung des Elektrolyts (z.B. NAFION 117) benötigen. Die Folge wäre eine Durchmischung mit potenziell explosiven Folgen [28].

Auch die chemische Degradation des Polymers ist zu beachten. Dabei kann es dazu kommen, dass die Membran unter anderem durch die Oxidation des Katalysators angegriffen wird. Dies kann zu einer Ausdünnung und im ungünstigsten Fall sogar zu Löchern führen [25].

In Abbildung 16 ist dabei beispielhaft die steigende Zellspannung bei stetiger Elektrolyse im zeitlichen Verlauf dargestellt. Die Spannung steigt dabei in den ersten 2.000 Stunden mit $20 \mu\text{V}/\text{h}$, ehe die Kurve abflacht und eine stetige Degradation von $3 \mu\text{V}/\text{h}$ eintritt [28].

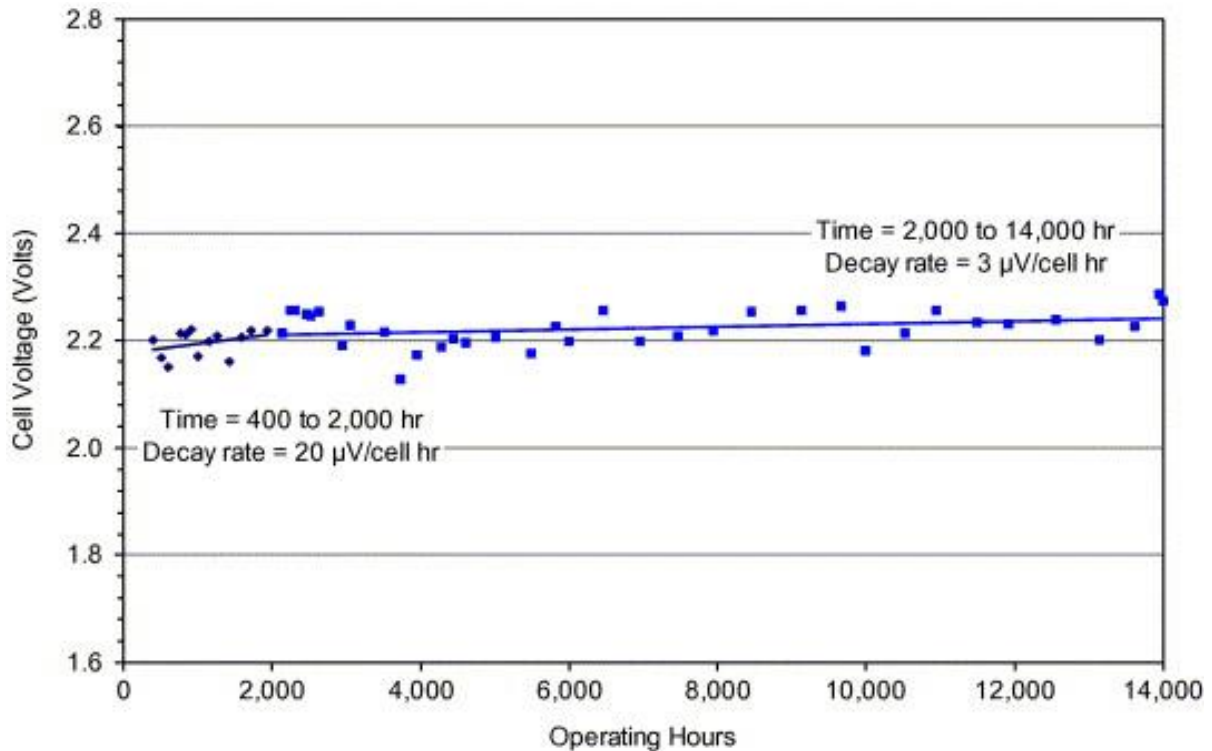


Abbildung 16: Spannungserhöhung über die Zeit bei stetiger Elektrolyse (Einzelzelle, 929 cm^2 , $1,1 \text{ A}/\text{cm}^2$, 10 bar , $51\text{-}55 \text{ }^\circ\text{C}$) [32]

Mehrere Studien [33] [34] sind dabei zu dem Ergebnis gekommen, dass der dynamische Betrieb des Elektrolyseurs inklusive Leerlaufzeiten die Degradation über die stetige Degradation hinaus deutlich verstärken kann. Durch weitere Design- und Materialverbesserungen könnte diese Degradation jedoch minimiert werden [25] [28] [33].

Wenn die Effizienz der Wasserstoffproduktion an erster Stelle steht, sollte dementsprechend die Performance am Ende der Lebensdauer und nicht die Performance zu Beginn betrachtet werden [28].

7 Bereitstellungs- und Vertriebsinfrastruktur

Im Folgenden geht es um die Bereitstellungs- und Vertriebsinfrastruktur des vom Elektrolyseur bereitgestellten Wasserstoffs. Zuerst wird auf die verschiedenen Speichermöglichkeiten für Wasserstoff eingegangen. Anschließend werden die für unser Projekt in Frage kommenden Bereitstellungsformen dargestellt und analysiert. Anhand von

SANKEY-Diagrammen wird dann entschieden, welche Kombination aus Speichertechnologie und Bereitstellung bzw. Vertrieb sich für unseren Windpark am besten eignet.

7.1 Speichermöglichkeiten Wasserstoff

Um Wasserstoff zu speichern, stehen verschiedene Speichertechnologien zur Auswahl. Grundsätzlich sind die Speicher in physikalische und chemische Speicher zu untergliedern. Für unser Projekt kommen nur die Speichertechnologien in Frage, die bereits einsatzbereit sind und nicht diejenigen, die sich noch in der Testphase befinden. Letztere werden kurz erwähnt, aber nicht weiter erläutert.

Die physikalischen Speicher, zu denen die Druckgasspeicher und die Flüssiggasspeicher zählen, haben bereits eine ausgereifte und einsatzbereite Technik. Beide Speichervarianten kommen somit für unser Projekt in Frage und werden im nächsten Abschnitt genauer dargestellt [35].

Es gibt bereits Forschungen zu einer Kombination von Flüssiggasspeichern und Druckgasspeichern, was man als *Cold- und Cryo-compressed Hydrogen* bezeichnet. Dabei wird angenommen, dass sich das Gasgesetz von GAY LUSSAC für ideale Gase auf reale Gase, wozu auch Wasserstoff zählt, übertragen lässt. Die Kombination aus Kühlung mit kalter bzw. tiefkalter Kompression wird bereits in Feldanlagen für die mobile Wasserstoffspeicherung getestet, soll für unser Projekt jedoch nicht in Betrachtung gezogen werden [36].

Die Speicher von Wasserstoff im geologischen Untergrund sind vor allem für die großtechnische Speicherung geeignet. Typische Dimensionen für Speicherkavernen liegen bei 250.000 m³ bis 750.000 m³. Aufgrund der starken Abhängigkeit von Verfügbarkeit an geeigneten Salzstrukturen, der Umsetzungsdauer von etwa 10 Jahren und der Größe des Speichers kommen Kavernenspeicher für unser Projekt nicht in Frage [37].

Eine weitere Möglichkeit der Speicherung von Wasserstoff ist die chemische Speicherung. Bei den chemischen Speichern wird zwischen den Metall-Hydridspeichern, den chemischen Hydridspeichern und den kovalenten und flüssigen organischen Hydridspeichern unterschieden. Die Metall-Hydridspeicher und die flüssigen organischen Hydridspeicher haben bereits eine ausgereifte Technik und Einsatzfähigkeit, weshalb sie im nächsten Abschnitt näher erläutert werden [36].

Die Adsorptionsspeicher, auch bekannt als Oberflächenspeicher, sind Speicher bei denen sich der Wasserstoff an Materialien, die eine besonders hohe spezifische Oberfläche aufweisen, anlagert und auf diese Weise gespeichert wird. Adsorptionsspeicher sind unter

allen Wasserspeichern aber noch am weitesten vom Einsatz entfernt, weshalb diese bei unserem Projekt nicht weiter erläutert werden [36].

7.1.1. Druckgasspeicher

Wasserstoff hat einen gravimetrischen Heizwert von $33,30 \text{ kWh/kg}$ und einen volumetrischen Heizwert von $0,00275 \text{ kWh/l}$. Unter Standardbedingungen hat 1 kg Wasserstoff ein Volumen von $11,2 \text{ m}^3$. Wie Abbildung 17 deutlich zeigt, ist die Dichte von komprimiertem Wasserstoff CGH_2 (*compressed gaseous hydrogen*) auf 1 bar sehr gering [35].

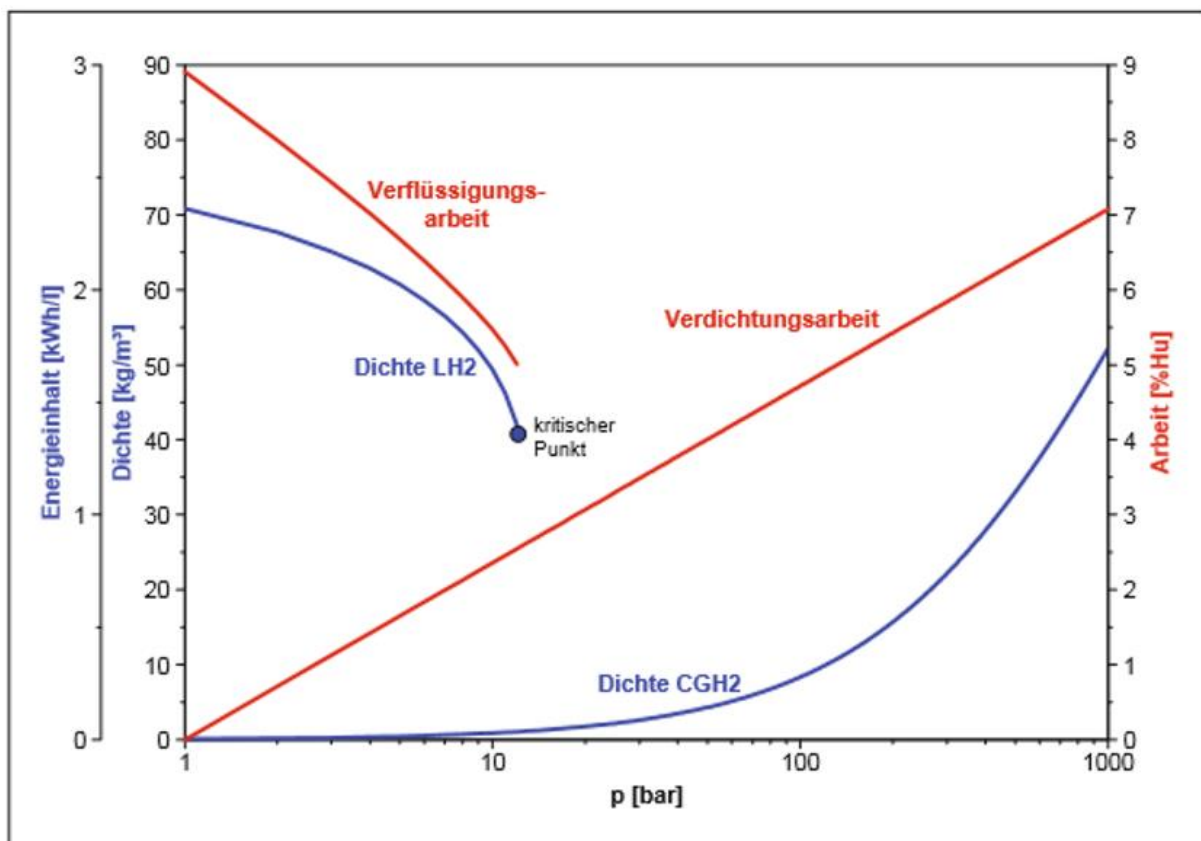


Abbildung 17 Dichte (blau) und Arbeit (rot) für LH_2 und CGH_2 über dem Druck [38]

Um Wasserstoff auch in größeren Mengen effektiv speichern zu können, ist es daher erforderlich, diesen stark zu komprimieren, sodass auch größere Mengen an Wasserstoff auf annehmbar geringem Raum gespeichert werden können [35].

In Druckgasspeichern liegt immer verdichteter Wasserstoff vor, welcher auch CGH_2 genannt wird. Besonders eignen sich zylindrische und kugelförmige Behälter, aufgrund ihrer positiven Spannungsverteilung. Der Nenndruck in Druckgasspeichern liegt zwischen 200 und 1.000 bar . Durch die Verdichtung, welche mit einem Energieaufwand verbunden

ist, erhöht sich der volumetrische Heizwert. Bei 300 *bar* lässt sich ein volumetrischer Heizwert von 0,75 *kWh/l* erreichen und bei 900 *bar* sind es bereits 1,3 *kWh/l* [35].

Die Verdichtung von Wasserstoff verläuft analog zur Erdgasverdichtung, die Verdichter müssen lediglich für den Wasserstoffeinsatz angepasst werden, indem zum Beispiel Dichtungen aus Teflon eingesetzt werden. Solche Verdichter gelten heute schon als ausgereifte Technik und sind für alle Größenordnungen und Leistungen erhältlich [39].

Bei den Verdichtern gibt es verschiedene Typen, die zum Einsatz kommen können.

- Die mechanisch angetriebenen Kolbenverdichter sind die einfachste Variante, ungeschmiert können sie auf bis zu 300 *bar* verdichten. Die Volumenstromgrenze pro Kompressionsraum liegt bei 5.000 m^3/h [40].
- Die Membranverdichter haben eine Druckgrenze von 3.000 *bar* und eine Volumenstromgrenze pro Kompressionsraum von 200 m^3/h . Diese Verdichter eignen sich besonders für höhere Durchflussanforderungen und einen Dauerbetrieb. Sobald es allerdings zu Unterbrechungen kommt, verringert sich die Lebensdauer dieser Verdichter, weil sie nur für einen Dauerbetrieb mit konstantem Durchfluss ausgelegt sind. Membranverdichter eignen sich daher nicht für aus Windenergie erzeugten Wasserstoff, da dieser dem Verdichter dann mit einem stark variierenden Förderaten zugeführt wird [40].
- Hydraulisch angetriebene Kolbenverdichter hingegen ermöglichen ein häufiges Starten und Stoppen ohne Druckentlastung. Zudem arbeitet dieser Verdichter ölfrei und technisch abriebfrei, eine schnelle und einfache Wartung ist ebenfalls möglich. Beliebige viele Stufen ermöglichen eine Verdichtung auf bis zu 3.000 *bar*, allerdings liegt die Volumenstromgrenze pro Kompressionsraum bei nur 15 m^3/h . Es wären also für einen gesamten Windpark mehrere Kompressionsräume erforderlich [40].
- Der ionische Verdichter komprimiert den gasförmigen Wasserstoff in der Regel in fünf Stufen, es handelt sich also um einen mehrstufigen Verdichter, bei dem eine isotherme Verdichtung angenommen werden kann. Mit dem ionischen Verdichter können Drücke bis zu 900 *bar* erreicht werden. Die Besonderheit dieser Kompressionstechnologie ist die ionische Flüssigkeit, welche sich auf dem Kolben befindet. Sie dient als Schmier- und Kühlmittel, tritt aber zu keinem Zeitpunkt in Verbindung mit dem Gas. Weitere Schmierstoffe sind aufgrund der ionischen Flüssigkeit nicht erforderlich, wodurch die Reinheit des Wasserstoffs nicht beeinflusst wird.

Des Weiteren kann bei diesem Verdichtungsprozess der Totraum vermieden werden. Die ionischen Verdichter sind standardisierte Systeme, aber die technischen Gegebenheiten sind individuell anpassbar. Je nach Wasserstoffmenge lassen sich die Förderraten auch flexibel skalieren, zudem ist die ionische Verdichtung eine sehr energieeffiziente Verdichtung mit geringem Verschleiß und langer Lebensdauer. Die Linde AG zählt zu den führenden Herstellern für ionische Verdichter und eignet sich daher ideal für unser Projekt [41].

Die verwendeten Werkstoffe für die Speicher müssen inert gegenüber Wasserstoff sein, damit es nicht zu einer Materialversprödung durch Wasserstoffabsorption kommt. Außerdem müssen die Werkstoffe fettfrei arbeiten, um die Reinheit des Wasserstoffs nicht zu senken [35]. Verhindern die eingesetzten Materialien eine Diffusion des Wasserstoffs, ist es möglich, den gasförmigen Wasserstoff verlustfrei zu speichern. Zwar kommt es in der Realität zu geringen Verlusten, die aber so gering und unbedeutend für diese Arbeit sind, dass sie im weiteren Verlauf vernachlässigt werden können [42].

Bei den Druckgasspeichern unterscheidet man vier verschiedene Typen, die in Abbildung 18 dargestellt sind [43].

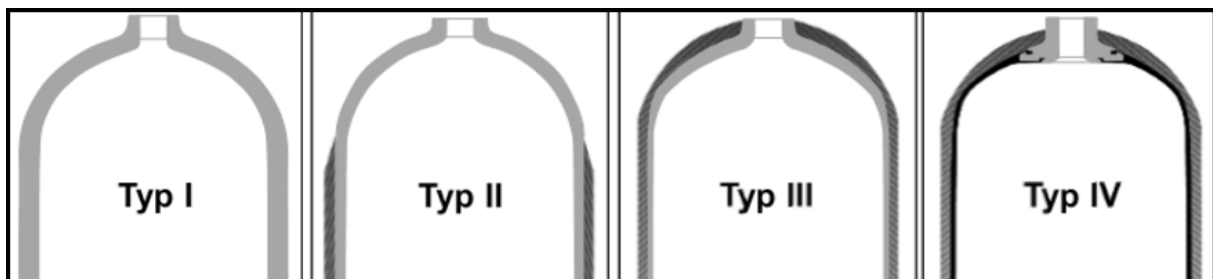


Abbildung 18 Klassifizierung der Zylindertypen für Druckgasbehälter [43]

- Typ I ist ein vollständig aus Metall gefertigter Zylinder, der in der heutigen automobilen Erdgasspeicherung als Standard gilt. Der Druckgasspeicher Typ I wird auch bei Gaslieferanten eingesetzt und dient der Wasserstoffverteilung, welche in Einzelflaschen oder Bündeln erfolgt. Für diesen Typ, der noch die Grundlage für viele Transportlösungen ist, sind Drücke bis 300 bar typisch [43].
- Typ II der Druckgasspeicher ist ebenfalls ein metallischer, zylindrischer Behälter, welcher mit faserverstärkten Polymeren umfangsgewickelt ist. Bei diesem Typ sind höhere Nenndrücke möglich und durch die geringere metallische Wandstärke kann ein Gewichtsvorteil gegenüber Typ I erzielt werden. Anwendung findet dieser

Druckgasspeicher vor allem in stationären Applikationen, wie zum Beispiel als Pufferspeicher bei Wasserstofftankstellen, mit Nenndrücken bis 1.000bar [43].

- Bei Typ III und Typ IV ist die äußere Schicht vollständig aus Faserkunststoffverbund, die beiden Typen unterscheiden sich lediglich durch den Innenbehälter, welcher bei Typ III aus Metall und bei Typ IV aus Polymeren besteht. Dadurch ergeben sich deutliche Gewichts- und Kostenvorteile von Typ IV gegenüber Typ III [43]. Ist ein möglichst hohes Ladevolumen für den Transport gewünscht, eignen sich Typ III und Typ IV am besten, sie können die dreifache Menge an verdichteten Wasserstoff gegenüber Typ I speichern [37]. Bei Raumtemperatur und bei tiefen Temperaturen hat der Druckgasspeicher Typ IV die bessere Zyklfestigkeit mit 45.000 Lastwechseln, ohne zu versagen. Sobald die Temperaturen steigen, sinkt die ertragbare Zyklenzahl, bei 85°C sind nur noch 34.200 Lastwechsel ohne Versagen erreichbar [43]. Aufgrund der hohen Lastwechselfreudigkeit des Typs IV haben Druckgasspeicher dieses Typs auch keine Lebensdauerbeschränkung [37]. Die ertragbare Zyklenzahl von Druckgasspeichern des Typs III ist insgesamt geringer, bei Raumtemperatur sind 23.800 Lastwechsel ohne Versagen möglich. Anders als bei Typ IV steigt bei Typ III die ertragbare Zyklenzahl mit zunehmender Temperatur, der Grund dafür ist die Autofrettage, ein Verfahren zur Festigkeitssteigerung [43]. Der Anwendungsbereich der Typen III und IV liegt vor allem in der mobilen Speicherung von Erdgas und in der Speicherung von verdichtetem Wasserstoff [43].

Die Druckgasspeicher haben sowohl mobile als auch stationäre Anwendungen, besonders im mobilen Bereich des Transportes mit LKW sind Druckgasspeicher die führende und am häufigsten verwendete Technologie [37]. Für Industriekunden sind die Druckgasspeicher ebenfalls die am meisten gewünschte Technologie. Durch den Nachteil des hohen Gewichts und Raumbedarfs von Druckgasspeichern, finden sie aber auch viele Anwendungen im stationären Bereich, wo das Gewicht und die Größe keine bedeutende Rolle spielen [44].

7.1.2. Flüssigspeicher

Wasserstoff, der in der flüssigen Phase vorliegt, wird auch mit LH₂ (*liquid hydrogen*) abgekürzt. Wie aus Abbildung 17 hervorgeht, hat Wasserstoff in der flüssigen Phase gegenüber der gasförmigen Phase eine deutlich höhere Dichte. Hinsichtlich der gravimetrischen und volumetrischen Speicherdichte ergibt sich in der flüssigen Phase ein hohes Potenzial.

Bei einem Speicherdruck zwischen 1 und 10 *bar* liegt die Dichte des flüssigen, reinen Wasserstoffs bei den entsprechenden Siedetemperaturen zwischen 50 und 71 kg/m^3 . Mit steigendem Druck und Annäherung an den kritischen Punkt, welcher bei 33,145 K und 12,964 *bar* liegt, sinkt die Dichte des flüssigen Wasserstoffs, bis unter die maximale Dichte des verdichteten, gasförmigen Wasserstoffs [43].

Um Wasserstoff zu verflüssigen, muss dieser unter die Siedetemperatur abgekühlt werden. Für die Verflüssigung gibt es im Wesentlichen drei unterschiedliche Verfahren. Die erste Möglichkeit ist die Abkühlung in einem Wärmetauscher durch ein noch kälteres Medium, wie zum Beispiel Flüssig-Helium. Die zweite Möglichkeit ist die Abkühlung durch den magnetokalorischen Effekt, ein Phänomen, bei dem sich ein Material durch das Entfernen des Magnetfeldes abkühlt. Die dritte und am häufigsten verwendete Methode ist das LINDE-Verfahren, eine Abkühlung durch eine Drosselung nach einem Verdichterschritt mit dem JOULE-THOMSON-Effekt [45]. Hierbei muss der Wasserstoff zuerst auf etwa 30 *bar* verdichtet und auf eine Temperatur vorgekühlt werden, bei der der JOULE-THOMSON-Effekt, bei dem ein Gas durch eine Druckänderung eine Temperaturänderung erfährt, zum Tragen kommen kann. Diese Vorkühlung auf ca. $-193^{\circ}C$ geschieht in mehreren Stufen mit Hilfe eines anderen Mediums, welches in der Regel flüssiger Stickstoff ist. Anschließend wird der gasförmige Wasserstoff entspannt und durch den JOULE-THOMSON-Effekt auf $-253^{\circ}C$ abgekühlt, sodass der Wasserstoff dann in der flüssigen Phase vorliegt [35].

Die Verflüssigung von Wasserstoff ist ein mehrstufiges, sehr energieintensives Verfahren, welches einen Energieaufwand von ca. 30% des Heizwertes von Wasserstoff erfordert. Rein energetisch betrachtet hat die Verflüssigung einen deutlich höheren Energieaufwand als die reine Verdichtung für Druckspeicher, weil bei der Verflüssigung zusätzlich auch noch eine Kompression notwendig ist [35].

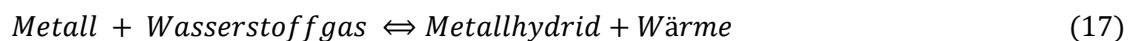
Die Speicherung von flüssigem Wasserstoff bringt einige Herausforderungen mit sich. Durch Leitung, Konvektion und Strahlung wird Wärme an den Speicherinhalt herangetragen, was zu einem Verdampfen des flüssigen Wasserstoffs führt. Um das Verdampfen möglichst gering zu halten, ist eine Isolierung der Speichertanks notwendig. Es ist mit der heutigen Technik aber noch nicht möglich, den Wärmeeintrag von außen in den Speicher vollständig zu verhindern. Eine Maßnahme zur Verringerung ist die doppelwandige Auslegung der Speichertanks, wo sich zwischen dem inneren und dem äußeren Behälter ein Vakuum befindet. Durch den verdampfenden Wasserstoff kommt es zu einer Druckerhöhung im inneren Behälter. Um diese Druckerhöhung zu regulieren, gibt es das so

genannte *boil-off*. Bei diesem Verfahren werden regelmäßig kleine Mengen an gasförmigem Wasserstoff abgelassen, um das Druckniveau in dem Speicher annähernd konstant zu halten. Die heutige Technik hat Verluste durch *boil-off* weitestgehend minimiert, so dass die Verluste während der Speicherung vernachlässigt werden können [36].

Anwendung finden die Flüssigspeicher vor allem in der Raumfahrt mit einem Speichervermögen von 3800 m^3 flüssigem Wasserstoff [36]. Aufgrund der kontinuierlichen Behandlung durch *boil-off*, eignet sich der Flüssigspeicher von Wasserstoff eher nicht für den mobilen Einsatz in PKW [46]. Bei stationären Anwendungen wird aufgrund des hohen Energieaufwandes überwiegend der Druckgasspeicher verwendet und für den Transport mit LKW eignen sich die Flüssigspeicher erst bei langen Transportstrecken [35].

7.1.3. Metall-Hydridspeicher

Bei den Metall-Hydridspeichern, welche zu den chemischen Speichern zählen, wird der Wasserstoff chemisch in das Metallgitter eingelagert. Die Einlagerung erfolgt bei einem Druck zwischen 1 und 60 *bar* und das erforderliche Temperaturniveau, welches abhängig von dem Material ist, liegt zwischen 250 und 500°C. Zuerst lagert sich der Wasserstoff an der Oberfläche des Metalls molekular an, dann dissoziiert der Wasserstoff. Anschließend dringt der atomare Wasserstoff in die Oberfläche des Metalls und lagert sich dort in das Metallgitter ein. Die Beladung der Metall-Hydride ist ein exothermer und die Wasserstofffreisetzung ein endothermer Prozess. Die Sorption und Desorption von Wasserstoff darf laut LE CHATELIER als Gleichgewichtszustand aufgefasst und folgendermaßen dargestellt werden [47].



Bekanntere Beispiele für Metallhydride sind TiFe und LaNi₅ [47]. Sowohl der Belade- als auch der Entladevorgang können vielfach wiederholt werden, ohne dass dabei bemerkbare Verluste in der Speicherkapazität auftreten [43]. Elementare Metalle, intermetallische Verbindungen, Leichtmetalle und bestimmte Legierungen kommen bei den Metall-Hydridspeicher zum Einsatz. Je nach Material ist das aufnehmbare Wasserstoffvolumen in unterschiedlichen Größenordnungen einzuordnen [36].

Ein wesentlicher Vorteil aus sicherheitstechnischer Sicht ist die benötigte Wärmezufuhr, um den Wasserstoff aus der Speicherung wieder freizusetzen. Kommt es beispielsweise durch einen Unfall zur Beschädigung des Speichers, führt dies zu einem Stillstand der Reaktion, weil das erforderliche Druck- und Temperaturniveau nicht mehr vorliegt [43].

Allerdings ist die hohe benötigte Wärmemenge aus energetischer Sicht auch gleichzeitig ein Nachteil dieser Speichertechnologie [36]. Ein weiterer Vorteil der Metall-Hydridspeicher ist, dass sie die Verunreinigungen im Gas binden, wodurch ein sauberer Wasserstoff, als bei der Einbindung vorliegt, freigesetzt wird [43].

Metall-Hydridspeicher haben außerdem eine hohe volumetrische Speicherdichte, aber eine niedrige gravimetrische Speicherdichte, welche im Maximalfall $0,07 \text{ H}_2\text{kg/kg}$ erreichen kann. Bei Umgebungsdruck und -temperatur beträgt die gravimetrische Speicherdichte von den Metall-Hydridspeichern nur $0,03 \text{ H}_2\text{kg/kg}$ [43]. Insgesamt haben die Metall-Hydridspeicher ein enorm hohes Gewicht, wodurch die Anwendungsgebiete deutlich eingeschränkt werden. Auch der Nachteil des Zeitaufwandes für die Be- und Entladung schränkt die Anwendungsgebiete weiter ein [36]. Anwendung finden die Metall-Hydridspeicher heute vor allem in stationären Anwendungen, aber häufig auch in U-Booten und Pistenraupen. Für die mobile Anwendungen, sowie für den Abtransport mit LKW sind diese Speicher aufgrund der niedrigen gravimetrischen Speicherdichte nicht geeignet [43].

7.1.4. Flüssige organische Hydridspeicher

Die flüssigen organischen Hydridspeicher, eher bekannt als LOHC (*Liquid Organic Hydrogen Carriers*), zählen ebenfalls zu den chemischen Wasserstoffspeichern. Bei dieser Speichertechnologie wird molekularer Wasserstoff bei Drücken zwischen 25 und 50 bar an eine Trägerflüssigkeit gebunden, dies geschieht mittels einer katalytischen Hydrierung bei einem Temperaturniveau von über 150°C . Die stattfindende Hydrierung ist eine exotherme Reaktion. Nach dieser Hydrierung erhält man eine mit Wasserstoff gesättigte Trägerflüssigkeit, welche problemlos in der bereits vorhandenen Infrastruktur für fossile Kraftstoffe gelagert und transportiert werden kann [37].

Um den Wasserstoff nach der Speicherung wieder freizusetzen, ist eine endotherme Reaktion notwendig. Bei der katalytischen Dehydrierung sind Temperaturen von mindestens 250°C und Drücke zwischen 1 und 3 bar erforderlich, damit der Wasserstoff freigesetzt werden kann. Nach der Reaktion liegt dann molekularer Wasserstoff und die ungesättigte Trägerflüssigkeit vor, welche erneut für den reversiblen Prozess verwendet werden kann. Die LOHC werden also zyklisch mit Wasserstoff beladen und entladen, ohne zu verbrauchen, sodass sie vielfach für die Speicherung eingesetzt werden können [37].

Wichtige Vorteile dieser Speichertechnologie sind vor allem die sichere Lagerung und der Transport der gesättigten Trägerflüssigkeit in der bereits vorhandenen Infrastruktur für

fossile Kraftstoffe. So ist es möglich den Wasserstoff effizient bei Umgebungsbedingungen zu transportieren [37]. Ein Nachteil liegt teilweise darin, dass der Wasserstoff nach der Freisetzung gegebenenfalls noch von dem LOHC-Dampf gereinigt werden muss, es also bei der Speicherung zu einer Verunreinigung des Wasserstoffs kommen kann [36]. Wenn der Wasserstoff zum Beispiel an die Industrie verkauft werden soll, wird dieser in der Regel in Reinform gefordert, weshalb Druckgasspeicher, die mit dem LKW transportiert werden, eher geeignet sind als flüssige organische Hydridspeicher [35].

7.2 Breitstellungsoptionen

Im Folgenden sollen nun die verschiedenen logistischen Optionen zur Bereitstellung des Wasserstoffs an Kunden diskutiert werden. Neben der Vorstellung und Beurteilung der verschiedenen Möglichkeiten, werden die benötigten Systemkomponenten auch in Fließschemata visualisiert. Abschließend werden Wirkungsgradketten für die einzelnen Bereitstellungsoptionen vorgestellt, sodass aufgrund dessen schließlich die bestmögliche Form ausgewählt werden kann.

7.2.1. Direkte Einspeisung von H_2 in das Erdgasnetz

Allgemeines

Wasserstoff kann direkt in ein Erdgasnetz eingespeist werden, sodass der Wasserstoffvolumenstrom anteilig im Erdgasvolumenstrom auftritt [48].

Das Erdgasnetz in Deutschland umfasst 500.000 *km* Gasleitung mit Speichermöglichkeiten für 20 *Mrd. m³* Erdgas. Täglich werden 100 *Mrd. kWh* Gas transportiert [49]. Diese Daten machen das große Transport- und Speicherpotential der Leitungen deutlich. Die Beimischung von Wasserstoff kann jedoch Einfluss auf das Materialverhalten der beteiligten Komponenten nehmen. Neben den Bestimmungen des DVGW Regelwerks, müssen daher auch materialtechnische Grenzen und Begrenzung der Gasendgeräte gegenüber Wasserstoff eingehalten werden [48].

Wasserstoff kann in sauber glänzende Metalloberflächen oder Oberflächen mit Elektrolytvorkommen eindringen und so zu einem geringeren Verformungsvermögen und Versprödung führen. Risswachstum und verstärkter Schadensfallauftritt können in Leitungen wie auch bei Endnutzern auftreten [48]. Die Auswirkungen des Wasserstoffs müssen daher für alle Systemkomponenten überprüft werden. Ferngasleitungen der Rohrleitungsgüte X52 weisen bei bis zu 25 Vol.-% H_2 -Anteil unkritisches Verhalten auf, Leitungen der Güte X70 bis zu 50 Vol.-% H_2 -Anteil [50]. Dennoch müssen Altwerkstoffe, Schweißnähte und Einspeisebereiche eventuell zusätzlich geprüft und verstärkt werden

[50]. Insbesondere Komponenten wie Großspeicher, Gasturbinen oder Erdgas-Fahrzeuge weisen jedoch gesonderte Ansprüche an das Erdgas auf und Wasserstoff-Grenzwerte werden von Herstellern speziell ausgewiesen [50].

Bis in die 1980er-Jahre wurde bei der Vergasung von Kohle Stadtgas hergestellt. Dieses Gas wies einen durchschnittlichen Wasserstoffanteil von 50% auf. Es wird deutlich, dass solange die Geräte der Endnutzer, wie auch die Rohrleitungen, auf den höheren Wasserstoffanteil eingestellt waren, Verbraucher und Leitungen keine Schäden erfuhren [49]. Nach dem DVGW-AB G 260 darf im deutschen Erdgasnetz aktuell eine Wasserstoffkonzentration von max. 12 Vol.-% vorliegen, wenn gleichzeitig brenntechnische Kenndaten eingehalten werden [48].

Die wichtigsten Kennzahlen zur Charakterisierung der Gasbeschaffenheit sind die relative Dichte, der Brennwert, die Methanzahl und der WOBBE-Index [48].

Im Erdgasnetz von Schleswig-Holstein liegt die relative Dichte von Erdgas im Bereich von 0,55-0,75. Dieser Bereich darf bei der Beimischung von Wasserstoff jedoch auch unterschritten werden [51]. Der Betriebsheizwert von Erdgas liegt in Schleswig-Holstein bei $10,6 \text{ kWh/m}^3$, der geforderte Wobbe-Index bei 15 kWh/m^3 [51]. Der WOBBE-Index ist dabei ein Maß für die Wärmebelastung von Gasen und Gasendgeräte werden auf einen bestimmten WOBBE-Index ausgelegt. Ein gleicher WOBBE-Index bei zwei verschiedenen Gasen indiziert, dass trotz eventuell verschiedener Heizwerte der Gase, dennoch die gleiche Wärmeleistung vorliegt [48]. Dieser Index nimmt bei der Zumischung von Wasserstoff nur geringfügig ab. Obwohl der Heizwert vom Wasserstoff-Erdgas-Gemisch aufgrund des geringeren Heizwerts von Wasserstoff im Vergleich zu Erdgas sinkt, führt die geringere Dichte vom Wasserstoff dazu, dass sich der WOBBE-Index des gesamten Gemisches nur unwesentlich ändert [48]. Die untere zulässige Grenze für den WOBBE-Index wäre für verschiedene Erdgastypen erst bei 30 bis 50% Beimischungsanteil Wasserstoff erreicht [48].

Gleichzeitig muss beachtet werden, dass der Heizwert des Gasgemisches bei einer Wasserstoffbeimischung von 10 Vol.-% um 6% im Vergleich zum Heizwert des reinen Erdgases sinkt. Folglich müssten größere Volumenströme zur Realisierung des Energiebedarfs umgesetzt werden, sodass auch Verdichter größer ausgelegt werden müssten [50]. Zusätzlich sind für das Gasnetz in Schleswig-Holstein eine Höchsttemperatur von 40°C und ein maximaler Wassergehalt von 40 mg/m^3 sowie die übrigen Anforderungen der DVGW Arbeitsblätter G 260, G 262 und G685 einzuhalten [52].

Nach §3 Nr. 10c EnWG wird „Grüner“ Wasserstoff als Biogas betrachtet, daraus folgt, dass die Einspeisung vorrangig vor anderen Erzeugern erfolgt und keine Einspeiseentgelte geleistet werden müssen [17].

Umsetzung Fallbeispiel

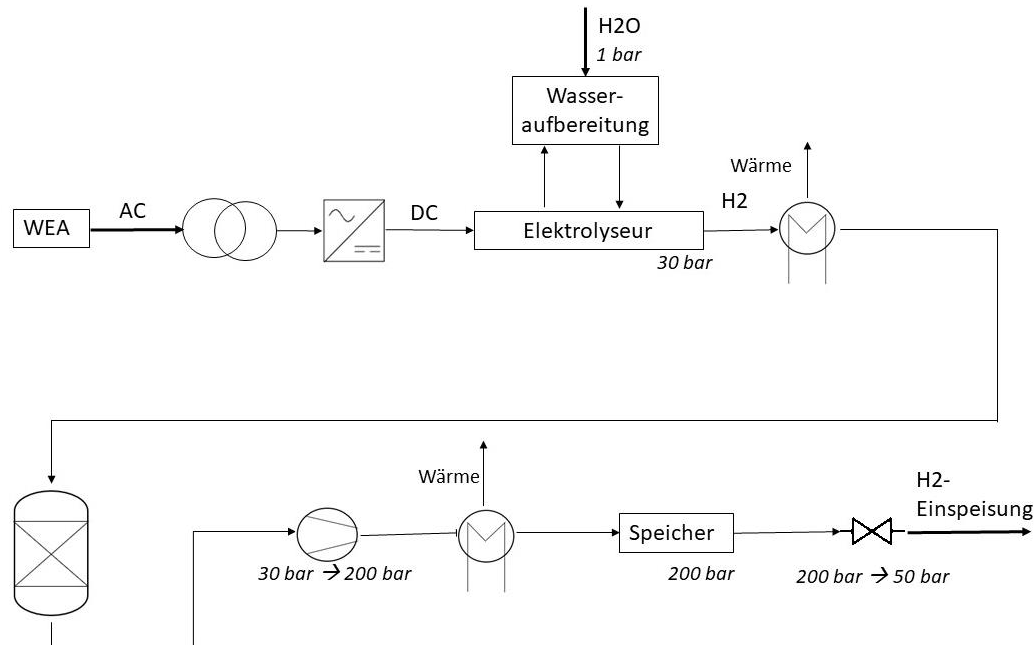


Abbildung 19: Fließschema bei direkter Einspeisung von H₂ in das Erdgasnetz

Zur Umsetzung der Bereitstellungsoption „Direkte Einspeisung in das Erdgasnetz“ wird neben dem Elektrolyseur zusätzlich eine Gasaufbereitungseinheit sowie ein Speicher benötigt. Die Gasaufbereitung ist hauptsächlich nötig, um den verbleibenden Wasseranteil aus dem Gas zu entfernen [49]. Der Speicher ermöglicht es, trotz der fluktuierenden Wasserstoffherzeugung eine gleichmäßige Einspeisung in das Erdgasnetz vorzunehmen. Ein Gesamtüberblick über das System ist in Abbildung 19 gegeben. Dabei wird auch deutlich, dass sowohl beim Elektrolyse-, wie auch beim Verdichtungsprozess Wärme abgeführt werden muss.

Die Analyse des Fernleitungsgasnetzes in Dithmarschen (siehe Abbildung 20) macht deutlich, dass unter 10 km von der Erzeugungsstelle eine Hochdruck-Gasfernleitung verläuft und eine Anschlussleitung zur Einspeisestation so leicht zu realisieren wäre [53]. Die Aufnahme- und Transportkapazität dieses Leitungsnetzes liegt bei 1 bis 2 GW je nach saisonaler Belastung, das Netz ist auf 80 bar Überdruck ausgelegt und wird bei 50 bar Überdruck betrieben [53].

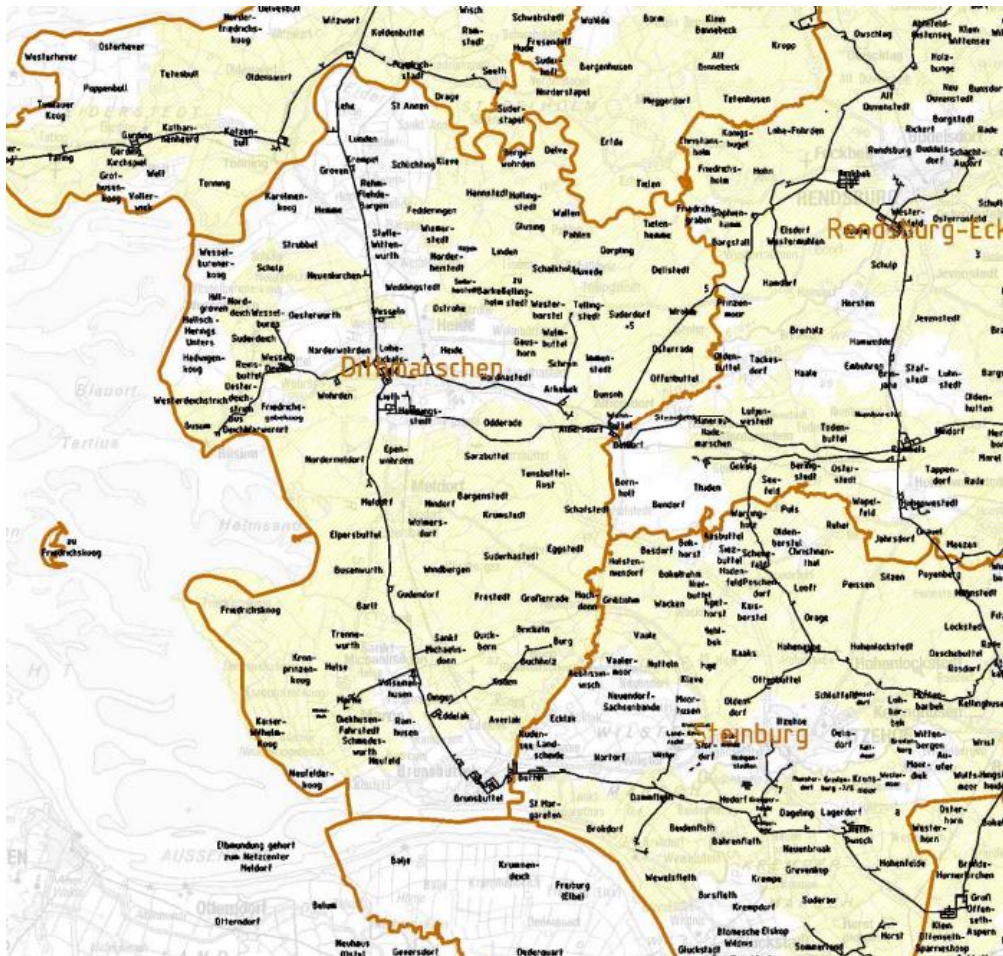


Abbildung 20: Fernleitungsgasnetz Dithmarschen [53]

Da jedoch im Bereich Dithmarschen Erdgastankstellen an das Gasnetz angeschlossen sind, darf nach DIN 51624 „Kraftstoffe für Kraftfahrzeuge – Erdgas – Anforderungen und Prüfverfahren“ ein Wasserstoffgrenzwert von 2 Vol.-% nicht überschritten werden [48] [53]. Diese Einschränkung gilt, da die Toleranz von Stahlbehältern von Erdgasfahrzeugen noch nicht auf höhere Wasserstoffanteile überprüft wurde und sich eine Verringerung der Klopffestigkeit und eine veränderte Druckwechselbeanspruchung durch den Wasserstoff ergeben würde [49].

Anhand dieser Angaben lässt sich der maximal zuzuführende Wasserstoffmassenstrom berechnen:

Insgesamt führen die Rohrleitungen im minimalen Lastfall von 1 GW im Sommer einen Volumenstrom von:

$$\dot{V}_{ges} = \frac{P_{min}}{H_{Erdgas}} \quad (18)$$

$$\dot{V}_{ges} = \frac{1GW}{10,6 \frac{MWh}{m^3}} = 94,3396 \frac{m^3}{h}$$

Damit ergibt sich ein maximaler Volumenstrom Wasserstoff zu:

$$\dot{V}_{H_2} = 0,02 \cdot 94,3396 \frac{m^3}{h} = 1,8870 \frac{m^3}{h}$$

Bei dem Betriebsdruck von 51 *bar* weist Wasserstoff folgende Dichte auf:

$$\rho_{H_2} = \frac{p \cdot M_{H_2}}{\mathfrak{R} \cdot T} \tag{19}$$

$$\rho_{H_2} = \frac{51bar \cdot 2,016 \frac{g}{mol}}{288,15K \cdot 8,314 \frac{J}{mol \cdot K}} = 4,2917 \frac{kg}{m^3}$$

Damit folgt der maximal einzuspeisende Wasserstoffmassenstrom pro Stunde:

$$\dot{m}_{H_2} = \dot{V}_{H_2} \cdot \rho_{H_2} \tag{20}$$

$$\dot{m}_{H_2} = 1,8870 \frac{m^3}{h} \cdot 4,2917 \frac{kg}{m^3} = 8,0985 \frac{kg}{h}$$

Im Vergleich zu dem maximal erzeugtem Wasserstoffmassenstrom von 450 *kg/d* wird deutlich, dass unter der Begrenzung von einem maximalen Volumenstromanteil von 2 Vol.-% Wasserstoff nur 1,8% des produzierten Wasserstoffs über eine Erdgasleitung abgeführt werden könnte. Da selbst bei der durchschnittlichen Produktion von 88,16 *kg/h* nur 9,2% der gesamten Wasserstoffmenge abgeführt werden könnte, wird die Option der direkten Wasserstoffeinspeisung für dieses Projekt ausgeschlossen.

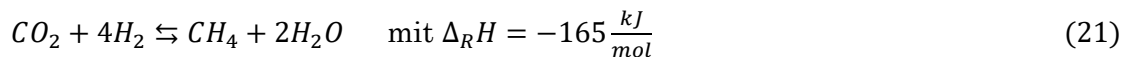
7.2.2. Methanisierung und Einspeisung von CH₄ in das Erdgasnetz

Allgemeines

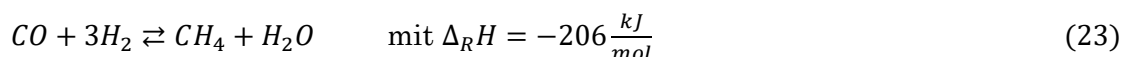
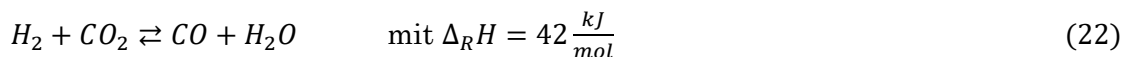
Da das Erdgasnetz aufgrund der angeschlossenen Erdgastankstellen nur eine sehr geringe Toleranz gegenüber Wasserstoffanteilen aufweist, wird alternativ die Option erwogen, Wasserstoff zunächst zu Methan zu synthetisieren und dann in das Erdgasnetz einzuspeisen. In einem Synthesereaktor kann der erzeugte Wasserstoff unter Ergänzung von Kohlenstoffdioxid oder Kohlenstoffmonoxid zu Methan gewandelt werden [54]. Da Methan

der Hauptbestandteil von Erdgas ist, kann das Methan als Erdgassubstitut (SNG) verwendet werden und ohne technische oder organisatorische Begrenzung beigemischt werden [48].

Methan kann im sogenannten SABATIER-Prozess synthetisiert werden. Dabei dient Wasserstoff als ein Edukt. Als zweites Edukt kann entweder Kohlenstoffmonoxid oder Kohlenstoffdioxid eingesetzt werden [48]. Zur Herstellung von grünem SNG ist die Verwendung von CO₂ besonders interessant, da dieses beispielsweise in konventionellen Biogasanlagen als Abfallprodukt anfällt. Alternativ könnte auch CO₂ genutzt werden, welches in industriellen Prozessen als Abfallprodukt anfällt. Für dieses Fallbeispiel soll jedoch die Nutzung von CO₂ aus Biogasanlagen betrachtet werden, da für den beschriebenen Standort in Dithmarschen keine industriellen Betriebe mit ausreichenden CO₂-Strömen angesiedelt sind [48] [53]. Die chemische Wandlung bei der Verwendung von Kohlenstoffdioxid kann mit folgender Gleichung beschrieben werden [48]:



Diese Reaktion verläuft entsprechend der negativen Standardreaktionsenthalpie exotherm und setzt Energie in Form von Wärme frei [48]. Diese Darstellung ist jedoch vereinfacht. Der eigentliche Prozess muss durch eine Retroschift-Reaktion von Wasserstoff mit Kohlenstoffdioxid mit anschließender CO-Hydrierung beschrieben werden:



Die Methanisierung kann entweder katalytisch oder biologisch durchgeführt werden [15]. Bei der katalytischen Methanisierung wird der Reaktionsablauf durch hohe Drücke und niedrige Temperaturen begünstigt, sodass der beste Umsatz bei etwa 300°C und 10 bis 25 bar möglich wird [54]. Die Einhaltung von niedrigen Betriebstemperaturen muss daher durch ein Kühlsystem sichergestellt werden [48]. Die katalytische Umsetzung wird auf einen speziellen Betriebspunkt ausgelegt, sodass schwankende Stoffströme für den Betrieb nicht zulässig sind. Die Installation eines Wasserstoffspeichers vor der Methanisierung ist daher unumgänglich [48].

Bisher wurde die Methan-Synthetisierung zumeist mit Kohlenstoffmonoxid durchgeführt, da dieses Synthesegas aus Kohle gewonnen werden konnte. Für die Umwandlung aus Kohlenstoffdioxid existieren folglich noch wenige speziell angepasste Katalysator-Technologien [48].

Es gibt jedoch verschiedene Reaktorkonzepte zur optimalen Durchmischung und gleichzeitigen Abkühlung des Prozesses.

Bei 2-Phasen-Systemen strömt die Gasphase (das Gemisch aus CO_2 und H_2) an einer festen Phase (dem Katalysator) vorbei [15]. Die wichtigsten Reaktortypen unter den 2-Phasen-Systemen sind der Festbett- und der Wirbel-Schicht-Reaktor [15]:

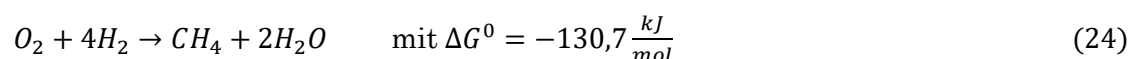
Beim Festbettreaktor erfolgt die Umsetzung von H_2 und CO_2 an der, mit dem Katalysator beschichteten, Oberfläche eines Festkörpers. Die Oberfläche soll dabei möglichst groß werden, sodass die Struktur häufig zerklüftet ausgeführt wird [15]. Der Katalysator besteht dabei aus Metallen der 8. Nebengruppe des Periodensystems. Typisch sind beispielsweise $\text{Ni/g-Al}_2\text{O}_3$ oder $\text{Ru/g-Al}_2\text{O}_3$ [54].

Im Wirbel-Schicht-Reaktor werden CO_2 und H_2 wie in einem Rührkessel mit Katalysatorpartikeln durchmischt. Obwohl so sehr gute Durchmischungsgrade erreicht werden können, bleibt es bei dieser Umsetzung problematisch, dass an den Reaktorwänden hoher Verschleiß auftritt und ein Mindestvolumenstrom immer nötig ist [48].

Die Technologie des Drei-Phasen-Reaktors befindet sich noch im Entwicklungsstadium. Dabei befinden sich feste Katalysatorpartikel in einem flüssigen Medium, welches als Wärmeträger fungiert. Als dritte Phase wird das gasförmige Edukt-Gemisch zugeführt, welches dann an den Katalysatorpartikel reagiert [15] [48].

Alternativ zum klassischen SABATIER-Prozess soll hier auch die mikro-biologische Methanisierung beschrieben werden. Auch wenn dieses Verfahren noch nicht im großtechnischen Bereich umgesetzt wurde, so wurde es dennoch in Laborversuchen bereits verstärkt untersucht und verspricht hohe Wirkungsgrade [55]. Statt eines materiellen Katalysators werden bei diesem Prozess methanogene Mikroorganismen eingesetzt, dessen Enzyme als Katalysatoren wirken [56].

Die Reaktion kann dann folgendermaßen beschrieben werden [56]:



Die mikro-biologische Methanisierung läuft bei deutlich geringeren Temperaturen von 40 bis 70°C und unter Normaldruck ab, sodass ein höherer Wirkungsgrad als beim klassischen Sabatier-Prozess erzielt werden kann [56]. Einsatzgase dürfen Verunreinigungen aufweisen und die Edukt-Volumenströme müssen kein spezielles Niveau aufweisen, so dass keine Zwischenspeicherung des Wasserstoffs nötig wird [55]. Allerdings ist für die biologische Synthetisierung ein deutlich größeres Reaktionsvolumen nötig. Entweder kann die Reaktion in Vergärungsreaktoren einer Biogasanlage mit anaerober Faulung (in-situ) oder in eigenen Reaktoren (ex-situ) ablaufen [56].

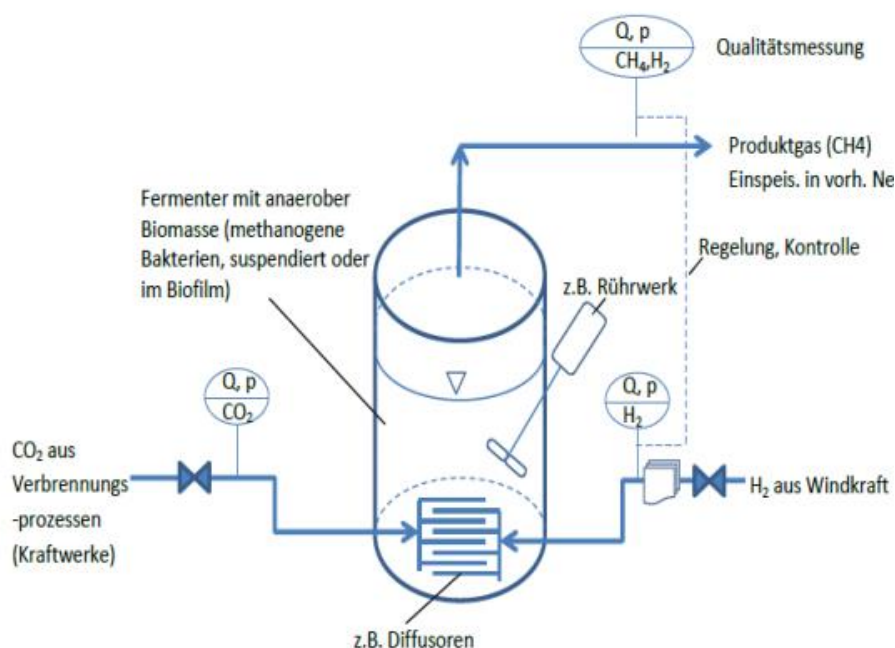


Abbildung 21: Schematische Darstellung des Bio-SABATIER-Prozesses [56]

Im Gegensatz zum Bio-SABATIER-Prozess müssen für den katalytischen SABATIER-Prozess die beteiligten Edukt-Volumenströme spezielle Stoffeigenschaften aufweisen. Insbesondere der Biogas-Volumenstrom muss aufbereitet werden [48].

Der CO₂-Volumenstrom aus Biogasanlagen kann neben Methan und CO₂ auch H₂S, Mercaptane, COS, Halogene und Sauerstoff enthalten [48]. Halogene können durch Gaswäscher mit NaOH-Lauge als Sorptionsmittel entfernt werden [48]. Mercaptane, COS oder H₂S werden durch Filteranlagen abgesondert [48]. Sauerstoff wird meist auf Basis der H₂-Oxidation:



entfernt, sodass nur Wasserstoff als Reduktionsmittel eingesetzt werden muss. Beim feststoffbasierten Verfahren, zum Beispiel auf Kupferbasis, werden Temperaturen von 150 bis 250°C benötigt [48]. Beim katalytischen Verfahren ist der apparative Aufwand geringer, es werden Temperaturen von 150 bis 200°C gefordert [48]. Alternativ könnten auch andere Reduktionsmittel eingesetzt werden, diese stehen jedoch anders als Wasserstoff nicht frei zur Verfügung. Physikalische Verfahren erreichen nicht die für eine Methanisierung benötigte Reinheit [48]. Der gesamte Aufbereitungsprozess ist schematisch in Abbildung 22 dargestellt.

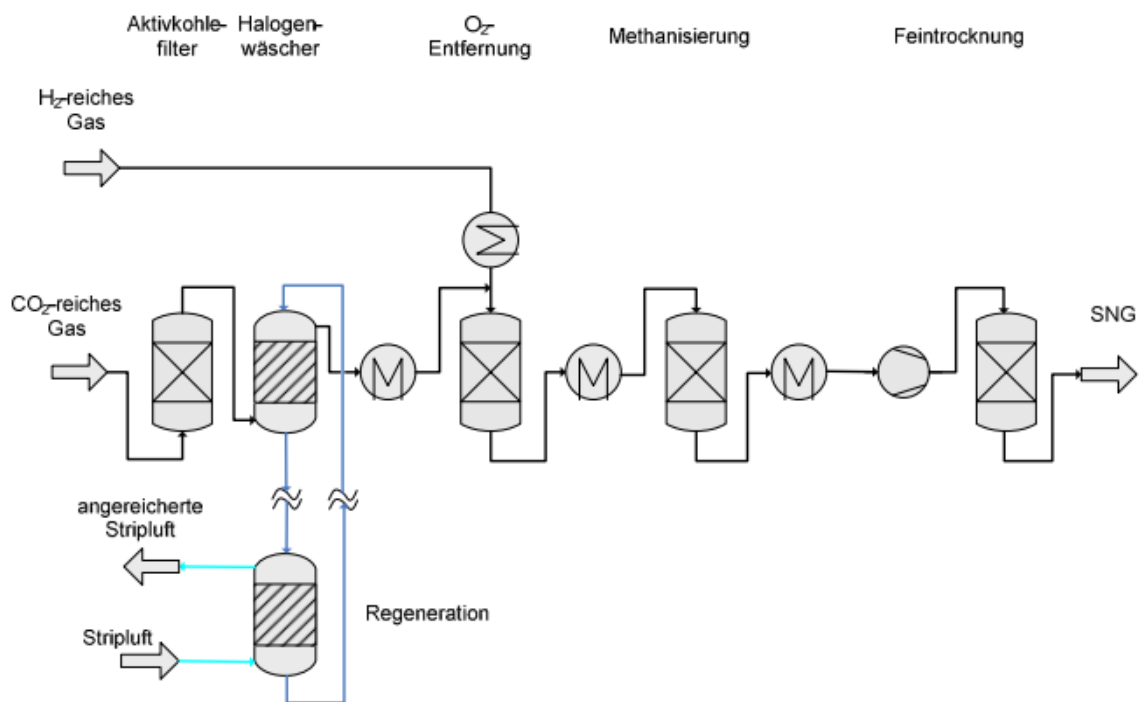


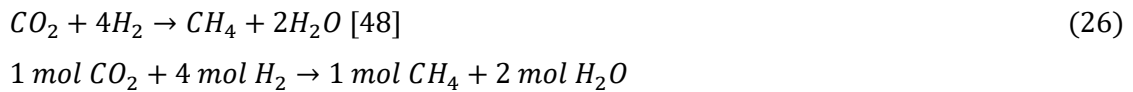
Abbildung 22: Beispielhafte CO₂-Aufbereitung aus Biogasanlagen [48]

Auch der Wasserstoff kann Verunreinigungen aufweisen. Meist treten jedoch nur unerwünschte Sauerstoffanteile auf, die wie oben beschrieben mittels chemischer Aufbereitung entfernt werden können [48].

Nach dem SABATIER-Prozess muss auch das Roh-SNG aufbereitet werden. Auftretende Nebenprodukte können Wasser, Kohlenwasserstoffe, Reste von CO₂ und H₂ sein [48]. Da diese jedoch in sehr geringen Mengen anfallen, muss nach der Methanisierung meist nur eine Trocknung zur Entfernung des Wasseranteils vorgenommen werden [48]. Dieses Trocknungsverfahren basiert auf Druck- oder Temperaturwechseladsorption [48].

Anhand der Reaktionsgleichung des SABATIER-Prozesses und der molaren Massen der beteiligten Stoffe lässt sich bestimmen, in welchem stöchiometrischen Massenverhältnis

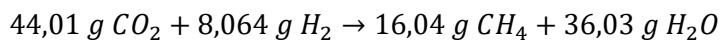
Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid zur Herstellung von 1 kg Methan zugeführt werden müssen [15]:



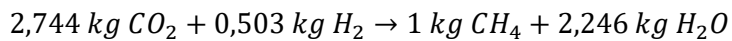
Mit [15]

$$\begin{aligned} M_{CO_2} &= 44,01 \frac{g}{mol} \\ M_{H_2} &= 2,01588 \frac{g}{mol} \\ M_{CH_4} &= 16,04 \frac{g}{mol} \\ M_{H_2O} &= 18,0152 \frac{g}{mol} \end{aligned}$$

folgt:



Beziehungsweise für 1 kg Methan:



Es wird deutlich, dass H₂ und CO₂ im Verhältnis 1:5,46 zugeführt werden müssen. Wird der Vorgang der Methanisierung also auf die durchschnittlich produzierte Wasserstoffmenge von 88,16 kg/h ausgelegt, müssten 481,36 kg CO₂ pro Stunde bereitgestellt werden. Für den Prozessaufbau mit Methanisierung müssen zusätzliche Systemkomponenten integriert werden. Da die Katalyse unter gleichbleibenden Konditionen ablaufen muss, muss ein Speicher vorgeschaltet werden, um den eintretenden H₂-Volumenstrom in den Reaktor auszugleichen. Zusätzlich muss der CO₂-Volumenstrom, wie oben beschrieben, aufbereitet werden.

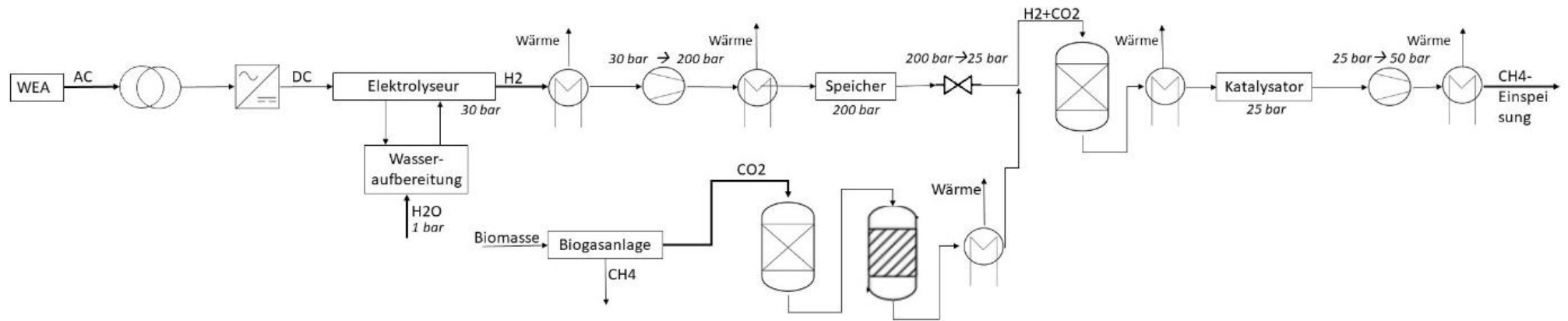


Abbildung 23: Fließschema Methanisierung und Einspeisung von CH_4 in das Erdgasnetz

Bei der Analyse dieses Systems fällt auf, dass zweifach verdichtet werden muss: zur Ausgleichsspeicherung sowie nach der Methanisierung zum Erreichen des Betriebsdrucks des Erdgasnetzes. Die damit verbundenen Wirkungsgradverluste werden im SANKEY-Diagramm in Kapitel 7.3 Wirkungsgradanalyse deutlich.

Für dieses Projekt könnten Stoffströme aus einer Biogasanlage im Umkreis genutzt werden. Die Anlage ist eine anaerobe Vergärungsanlage mit 1,8 MW basierend auf landwirtschaftlichen Abfallprodukten. Pro Tag produziert die Anlage einen Volumenstrom von $1200 \text{ m}^3/\text{d}$ mit einem durchschnittlichen CO_2 -Anteil von 32 Vol.-%.

$$\dot{m}_{\text{CO}_2} = \dot{V}_{\text{ges}} \cdot \rho_{\text{CO}_2} \cdot x_{\text{CO}_2} \quad (27)$$

Mit

$$\dot{V}_{\text{ges}} = \frac{1200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{24 \frac{\text{h}}{\text{d}}} = 50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$x_{\text{CO}_2} = 0,32$$

$$\rho_{\text{CO}_2} = 1,808 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} [15]$$

folgt:

$$\dot{m}_{\text{CO}_2} = 50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 1,808 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,32 = 28,928 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Eine Biogasanlage kann einen Massenstrom von $28,298 \text{ kg/h}$ CO_2 bereitstellen. Dieser Massenstrom entspricht nur 6% des tatsächlichen CO_2 -Bedarfs zur Methanisierung, so dass tatsächlich 16 solcher Biogasanlagen zur Umsetzung nötig wären. Es wird deutlich, dass die Wandlung des Wasserstoffs zu Methan bei einem Projekt dieser Größe nicht praktisch umsetzbar ist. Die Option der Methanisierung des erzeugten Wasserstoffs mit anschließender Einspeisung des synthetisierten Methans wird daher als Nutzungsform ausgeschlossen.

7.2.3. Transport per LKW und Verwendung in Industrie und als Treibstoff

Wasserstoff kann als Grundstoff oder Treibstoff direkt genutzt werden. Als Grundstoff dient er in der chemischen Industrie hauptsächlich dazu, Ammoniak und Methanol herzustellen, wird jedoch auch zur Herstellung zahlreicher anderer Produkte, wie unter anderem Kunststoffen, Dämmstoffen oder Ölen benötigt [57].

In Raffinerien wird mit Wasserstoff schweres Rohöl zu Polymeren weiterverarbeitet. Da der Einsatz von Wasserstoff bei Werkstücken aus Stahl zu einer glänzenden Oberfläche führt und Werkstücke schneller abkühlen lässt, wird er auch in der Automobilindustrie verwandt [57].

In Schleswig-Holstein haben sich in der Region Unterelbe, welche die Standorte Heide, Brunsbüttel, Stade und Hamburg umfasst, 19 Unternehmen aus der Energie- und Chemieindustrie zum CHEMCOAST Park zusammengeschlossen. Für das Jahr 2020 wird allein für den CHEMCOAST Park eine Nachfragemenge von 77.500 t Wasserstoff pro Jahr bestimmt [17].

Im Hinblick auf die Energiewende muss zudem auch der Transportsektor auf Alternativen zu fossilen Kraftstoffen umgestellt werden. Brennstoffzellen-Fahrzeuge könnten neben der Elektromobilität einen Beitrag zu diesem Wandel leisten. In Schleswig-Holstein sind aktuell zwei Wasserstoff-Tankstellen implementiert, drei weitere Stationen sollen im Jahr 2020 fertig gestellt werden. Die Tankstellen in Husum und Brunsbüttel sind unter 50 km, die Standorte in Westre, Handewitt und Niebüll unter 100 km vom Elektrolyseur-Standort am gegebenen Windpark entfernt [58]. Die Implementation einer eigenen Wasserstoff-Tankstelle am Erzeugungsort wird hingegen ausgeschlossen, da in diesem stark ländlich geprägten Raum unzureichend viele Kunden die Tankstelle nutzen würden.

An Tankstellen wird Wasserstoff in Niederdruckbehältern bei 50 bis 200 bar gelagert und dann mit mehrstufigen Kolbenverdichter auf 800 bis 1000 bar für Hochdruckbehälter komprimiert, sodass der Wasserstoff dann über ein Druckgefälle an die Fahrzeuge weitergegeben werden kann [59]. Alternativ kann ein Niederdruckspeicher auch über einen Booster-Kompressor einen Mitteldruckspeicher von 200 bis 450 bar befüllen. Beim Ladevorgang eines PKWs wird dann erst Wasserstoff aus dem Niederdruckspeicher betankt und ab dem Eintritt des Druckausgleichs von Speicher und Fahrzeug wird anschließend auf den Mitteldruckspeicher umgeschaltet [60]. Anforderungen an den Wasserstoff sind dafür im Standard SAE J2719 geregelt. Folgende Verunreinigungswerte dürfen nicht überschritten werden: max. 5ppm Wasser, 2ppm CH_x, 5ppm O₂, 100ppm N₂/Ar, 2ppm CO₂ und 0,2ppm CO [48] [60].

Es bestehen drei theoretische Anlieferungsoptionen des Wasserstoffs zu Abnehmern in der Industrie und an Tankstellen. Sowohl der Transport von gasförmig komprimiertem Wasserstoff in LKW (CGH₂-Anlieferung) oder von flüssigem Wasserstoff in LKW (LH₂-Anlieferung), als auch durch eine Wasserstoff-Gas-Pipeline ist möglich [61].

Obwohl die Installation einer Gas-Pipeline zum Abnehmer Vorteile, wie beispielsweise eine hohe Versorgungssicherheit, geringe Wasserstoffkosten und einen geringen Platzbedarf bieten würde, ist eine Pipeline für dieses Projekt nicht empfehlenswert [60]. Erst ab

sehr hohen Abgabemengen am Tag würden sich die sehr hohen Investitionskosten rentieren [61]. Das veranschaulicht auch Abbildung 24, die Option der Pipeline P wird erst bei Transportmengen von über 10 t Wasserstoff pro Tag vorteilhaft [61].

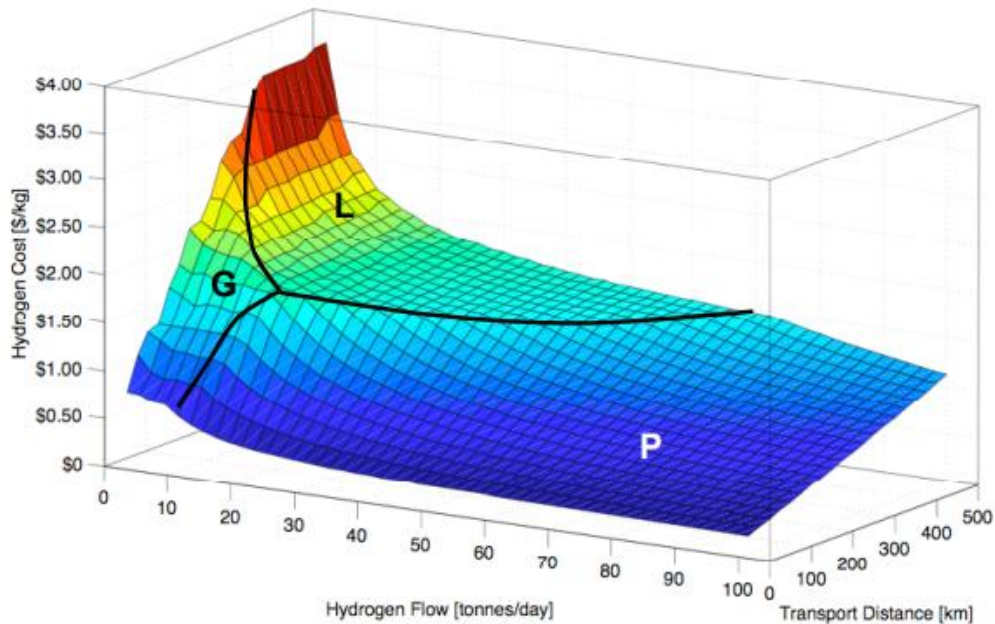


Abbildung 24: Minimale Wasserstofftransportkosten als Funktion der transportierten Menge und Transportdistanz [61]

Der Transport von verflüssigtem Wasserstoff bietet Vorzüge wie hohe Abgabemengen am Tag, einen geringen Platzbedarf und mittlere Investitionskosten [60]. Allerdings treten durch den nötigen Verflüssigungsprozess und die Abdampfverluste deutliche Energieverluste auf, sodass die Energiebilanz von LH₂ mit Abstand am schlechtesten ausfällt (vergleiche Abbildung 25) [61].

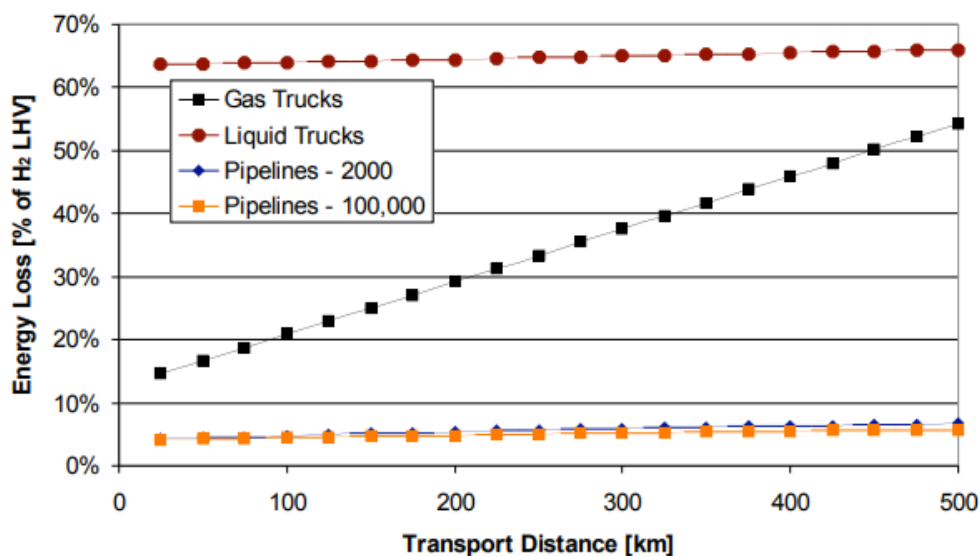


Abbildung 25: Energieverluste bei verschiedenen Optionen zum Wasserstofftransport [61]

Aus dieser Analyse ergibt sich, dass der Abtransport von gasförmigem Wasserstoff für die vorliegende Erzeugungseinheit am besten geeignet ist. Durch die kurzen Versorgungsdistancen können Energieverluste für den Treibstoff des Transport-LKWs anteilig zur transportierten Menge Wasserstoff geringgehalten werden. Im Abschnitt 7.3 Wirkungsgradanalyse werden die Energieverluste beim Transport für dieses Fallbeispiel genau abgebildet.

Gasförmiger Wasserstoff wird auf LKW-Trailern in Flaschenbündeln transportiert. Die Gasflaschen können dann sowohl als Transportmittel, als auch als Wasserstoff-Speicher am Erzeugungsort dienen [62]. Obwohl im Abschnitt 7.1 Speichermöglichkeiten Wasserstoff bereits detaillierter auf die verschiedenen Speicherformen eingegangen wurde, sollen hier die beiden gängigen Lösungen zur Speicherung von Wasserstoff auf LKW vorgestellt werden, um zu analysieren, welches Transportvolumen zur Deckung der anfallenden Wasserstoffmenge nötig wird.

Auf LKW-Trailern werden zumeist Stahlbehälter mit einem Speicherdruck von 200 *bar* eingesetzt. Diese Typ I-Form der Druckspeicher ist am etabliertesten [62]. Inzwischen werden jedoch auch häufiger Composite-Behälter des Typs III und IV verwendet. Bisher werden Speicher des Typs IV jedoch aufgrund der extrem hohen Investitionskosten nur sehr selten für größere Speichervolumina eingesetzt [59]. Für dieses Projekt werden daher die Behälterklassen I und III verglichen.

Die begrenzte Größe bei der Determination des maximalen Transportvolumens pro LKW-Tour ist das zulässige Gesamtgewicht je LKW. Die mögliche Nutzlast ergibt sich nach Abzug des Eigengewichts des LKWs vom zulässigen Gesamtgewicht [62]:

$$m_{Nutz} = m_{Lkw} - m_{Zugmaschine} - m_{Trailer} \quad (28)$$

Mit

$$m_{Lkw} = 42 \text{ t}$$

$$m_{Zugmaschine} = 9,5 \text{ t}$$

$$m_{Trailer} = 6 \text{ t [62]}$$

folgt:

$$m_{Nutz} = 42 \text{ t} - 9,5 \text{ t} - 6 \text{ t} = 26,5 \text{ t}$$

Die Dichte des Wasserstoffs je nach Druck des jeweiligen Speichers ergibt sich aus [15]:

$$\rho_{H_2} = \frac{p \cdot M_{H_2}}{\mathfrak{R} \cdot T}$$

mit

$$M_{H_2} = 2,016 \frac{g}{mol} \text{ [15] (molare Masse des Wasserstoffs)}$$

$$\mathfrak{R} = 8,314 \frac{J}{molK} \text{ [15] (allgemeine Gaskonstante)}$$

$$T = 15^\circ C \text{ [62]}$$

Die maximal mögliche Anzahl der Flaschenbündel berechnet sich mit:

$$n_{Bündel} = \frac{m_{Nutz}}{m_{Bündel}} \quad (29)$$

Damit folgt die maximal zu transportierende Masse Wasserstoff zu:

$$m_{H_2} = \rho_{H_2} \cdot V_{Bündel} \cdot n_{Bündel} \quad (30)$$

Die Ergebnisse der Rechnung sind in Tabelle 7 für zwei exemplarische Behältermodelle durchgeführt worden:

Tabelle 7: Transportvolumen Wasserstoff-Trailer [62] [63]

Behälter- klasse	Werkstoffe	Speicher- druck [bar]	Gewicht Bündel [t]	Volumen Bündel [m ³]	Anzahl Bündel	Dichte H ₂ [kg/m ³]	Masse H ₂ je LKW [kg]
Typ 1	Stahlbehälter	200	1,4	0,6	19	16,83	191,87
Typ 3	Innenliner aus Metall mit teil- weisem Netz aus Kohlenstoff- fasern	500	0,6	0,6	44	42,08	1.110,80

Bei einer durchschnittlichen Wasserstoffproduktion von 2.115,84 kg/d müssten folglich für die Behälterklasse I 12 Trailer pro Tag beladen werden, für die Behälterklasse III hingegen aufgrund der fast 6-fach größeren Kapazität nur zwei LKW. Im Maximalerzeugungsfall könnten pro Tag 4.050 kg/d erzeugt werden, dann müssten entweder 22, beziehungsweise vier LKW pro Tag beladen werden.

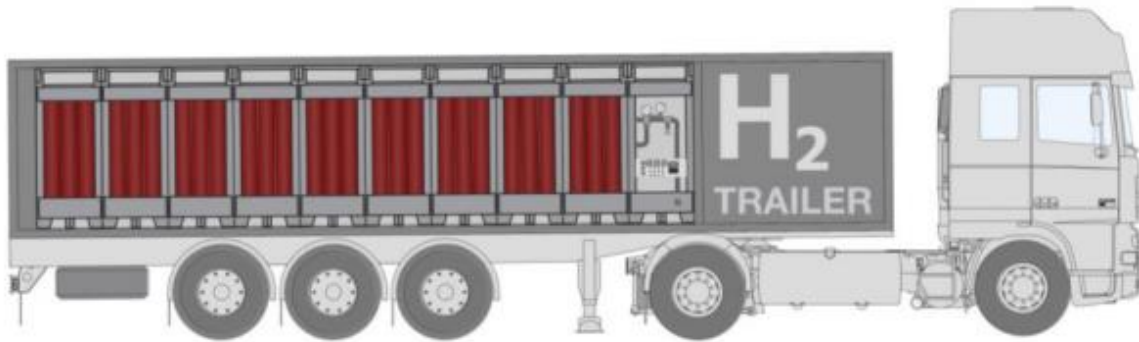


Abbildung 26: Prinzipzeichnung LKW mit Trailer für Transport und Speicherung von Wasserstoff [62]

Da neben dem Energieaufwand für die Anzahl der benötigten Touren und LKW jedoch auch der Energieaufwand zur Kompression des Wasserstoff berücksichtigt werden muss, kann eine Entscheidung für eine Behälterform erst in der abschließenden Systemanalyse unter Einbezug des Wirkungsgrade für die Kompression getroffen werden.

Zusätzlich muss beachtet werden, dass die Investitionskosten für Behälter des Typs III deutlich über denen für Typ I liegen. Da in dieser Arbeit jedoch keine Kostenanalyse durchgeführt werden soll, wird anschließend die Entscheidung zugunsten einer Behälterklasse nur aufgrund des technischen Wirkungsgrads, nicht basierend auf dem Kosten-Nutzen-Verhältnis getroffen.

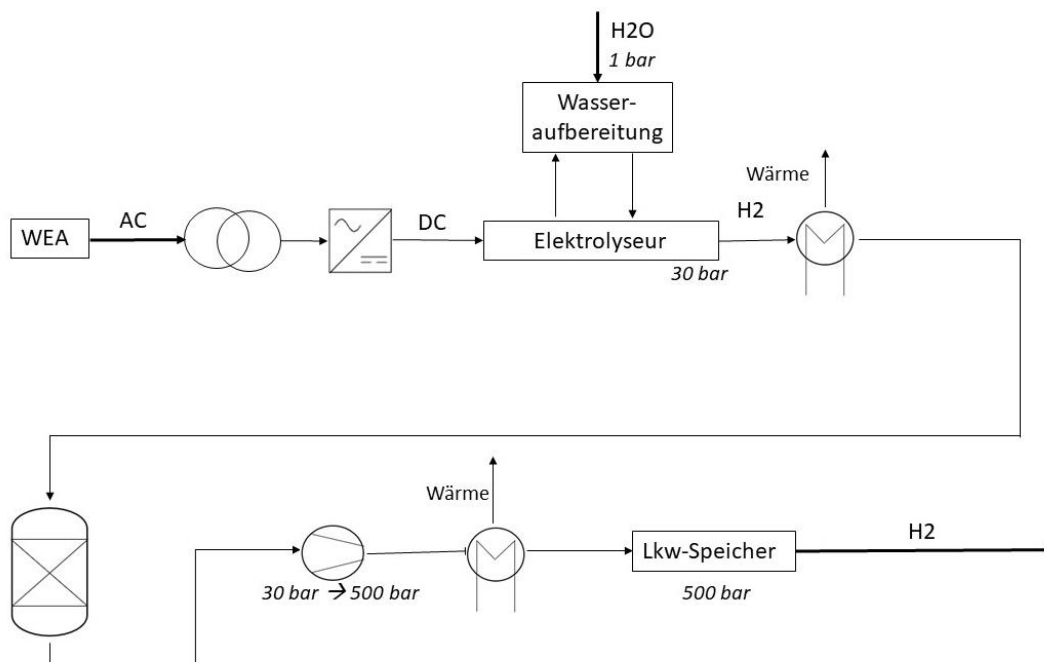


Abbildung 27: Fließschema Transport per LKW und Verwendung in Industrie oder als Treibstoff

In Abbildung 27 wird erkennbar, dass die Option mit Abtransport LKW prinzipiell genauso aufgebaut ist, wie bei der direkten Einspeisung ins Erdgasnetz. In diesem Fall ist

allerdings eine Kompression auf höhere Speicherdrücke notwendig. Im Fließschema in Abbildung 27 wird der Fall für 500 *bar* Speichertrailer veranschaulicht, äquivalent wäre eine Speicherung bei 200 *bar* aufgebaut.

7.3 Wirkungsgradanalyse

Zur Berechnung der Effizienz der dargestellten Bereitstellungsoptionen sollen zunächst die Wirkungsgrade der einzelnen Prozessschritte für den durchschnittlichen Produktionsfall analysiert werden. Aus diesen Wirkungsgraden können dann SANKEY-Diagramme zur Visualisierung von Verlusten erstellt werden. Um zu einer möglichst allgemeinen Aussage bezüglich der Effizienz der Anlagen zu kommen, soll der durchschnittliche Erzeugungsfall von 4,805 *MW* für den Vergleich betrachtet werden. Allerdings muss beachtet werden, dass einzelne Wirkungsgrade der beteiligten Komponenten bei anderen Auslastungsfällen abweichen können.

Der Wirkungsgrad der Windkraftanlagen wird dabei nicht berücksichtigt, sodass die Analyse mit dem erzeugten erneuerbaren Strom bei 100% beginnt.

Wirkungsgrad Elektrolyseur

Der Wirkungsgrad der Elektrolyse lässt sich bestimmen durch:

$$\eta_{Elek} = \frac{P_{H_2}}{P_{el}} \quad (31)$$

Die Nutzleistung des Elektrolyseurs kann sowohl mit dem Heiz- wie auch dem Brennwert des Wasserstoffs berechnet werden. Heizwert und Brennwert geben die Energie eines Stoffes an, die bei der Oxidation eines Stoffes bei $T = 25^\circ C$ und $p = 1,013 \text{ bar}$ frei wird. Der Brennwert ist dabei größer als der Heizwert, da beim Brennwert das gesamte, im Edukt enthaltene Wasser auskondensiert vorliegt und so die bei der Kondensierung freiwerdende Verdampfungsenthalpie zusätzlich nutzbar wird [15]. In der Energiewirtschaft ist normalerweise die Rechnung mit dem unteren Heizwert die Regel, da unklar ist, wie der Wasserstoff weiter genutzt wird und inwieweit das enthaltene Wasser auskondensiert wird oder die Verdampfungsenthalpie genutzt werden kann. Da bei der Elektrolyse jedoch vor allem der chemische Energiegehalt des Wasserstoffs betrachtet wird und die Umwandlungsschritte unterschiedlich ausfallen, wird im Umfeld der Wasserstoff-Elektrolyseur-Hersteller sowie in der Gasrechnung allgemein zumeist eine Bilanzierung auf den Brennwert vorgenommen [64].

Der Nullpunkt der Enthalpie Skala wird dazu auf den Druck von $p = 1,01325 \text{ bar}$ und eine Temperatur von $T = 25^\circ\text{C}$ bei flüssigem Wasser definiert [15].

Der Brennwert von gasförmigem Wasserstoff beträgt

$$H_{O_{H_2}} = 141,788 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \quad [15] \quad (32)$$

Mit dem in Gleichung 7 bestimmten Massenstrom und der durchschnittlich zu erwartenden Leistung des Windparks ergibt sich der Wirkungsgrad für die Elektrolyse:

$$\begin{aligned} P_{H_2} &= \dot{m}_{H_2} \cdot H_{O_{H_2}} \\ P_{H_2} &= 88,16 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 141,788 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \cdot \frac{\text{h}}{3600\text{s}} = 3,472 \text{ MW} \\ \eta_{Elek} &= \frac{3,472 \text{ MW}}{4,805 \text{ MWh}} = 0,723 \end{aligned} \quad (33)$$

Alternativ hätte der Wirkungsgrad auch direkt aus dem im Datenblatt gegebenen spezifischen Energieverbrauch λ und der endothermen Reaktionsenthalpie $\Delta_R H$ bestimmt werden können [15]:

$$\eta_{Elek} = \frac{\Delta_R H}{\lambda} \quad (34)$$

Mit

$$\Delta_R H = +3,544 \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3 \text{H}_2}$$

$$\lambda = 4,9 \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3} \quad [8]$$

folgt:

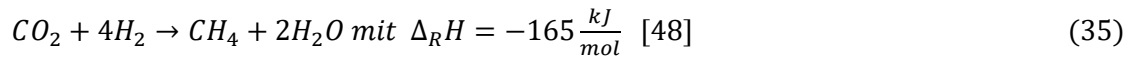
$$\eta_{Elek} = \frac{3,544 \frac{\text{kWh}_{el}}{\text{Nm}^3 \text{H}_2}}{4,9 \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3}} = 0,723$$

Der Wirkungsgrad dieses Elektrolyseurs beträgt dementsprechend 72,3%.

Wirkungsgrad Methanisierung

Da die Reaktion bei der Methanisierung exotherm verläuft, wird die Enthalpie des Massenstroms nach der Umwandlung geringer ausfallen als diejenige der Umwandlung.

Bei einem idealen Reaktionsablauf entsprechen die Energieverluste der Reaktionsenthalpie.



Pro 1 kg Methan mit einer molaren Masse von $M_{CH_4} = 16,04 \frac{g}{mol}$ [15] entspricht dies einem Verlust von:

$$P_V = \frac{\Delta_R H}{M} \quad (36)$$

$$P_V = \frac{-165 \frac{kJ}{mol}}{16,04 \frac{g}{mol} CH_4} = 10,278 \frac{kJ}{g CH_4} = -10,278 \frac{MJ}{kg CH_4}$$

Bezogen auf den Brennwert von Methan ergibt sich also ein Wirkungsgrad von:

$$\eta_{Meth} = \frac{H_{OCH_4} - P_V}{H_{OCH_4}} \quad (37)$$

$$\eta_{Meth} = \frac{55,515 \frac{MJ}{kg} - 10,278 \frac{MJ}{kg}}{55,515 \frac{MJ}{kg}} = 0,814$$

Da allerdings zusätzlich elektrische Verluste auftreten und die Katalyse nicht optimal abläuft, treten in der Realität Wirkungsgrade von 75-80% auf [65] [48]. Hier wird ein Wirkungsgrad von 78% für den Syntheseprozess angenommen.

Wirkungsgrad Verdichtung

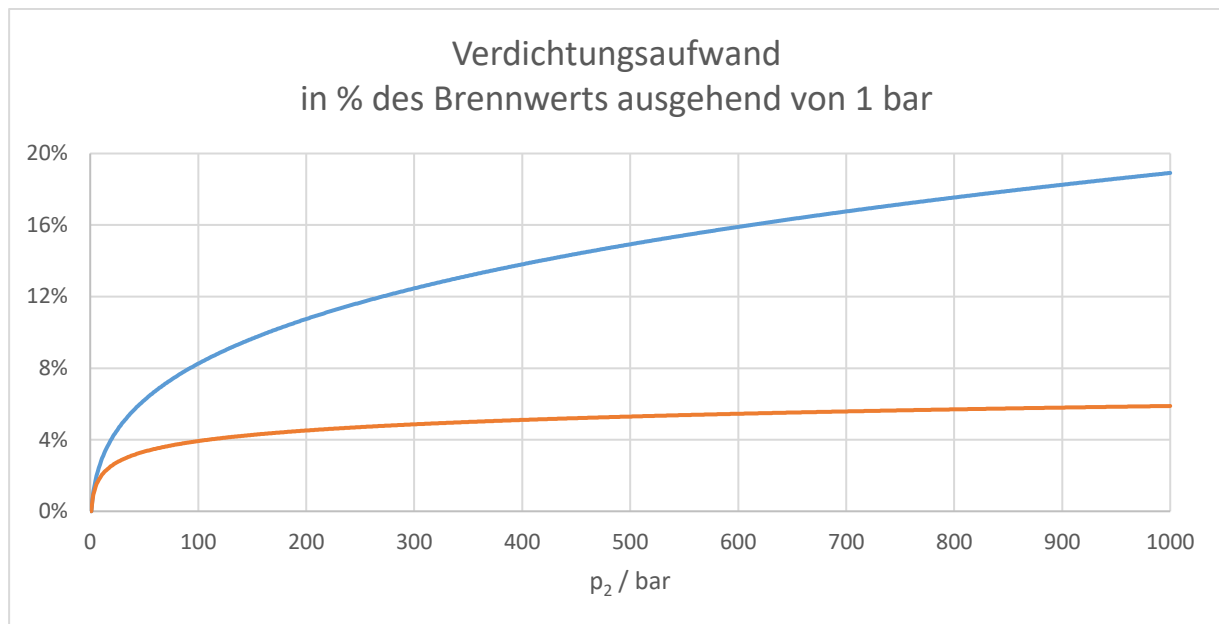


Abbildung 28: Vergleich der Verdichtungsarbeit für verschiedene Prozessmodelle

Die Verdichtung von Wasserstoff lässt sich nur schwer einheitlich beschreiben. Wasserstoff ist kein ideales Gas, verhält sich jedoch bei geringen Drücken und mittleren bis hohen Temperaturen annähernd ideal [66]. Für reale Gase lässt sich die technische Arbeit zur Verdichtung folgendermaßen beschreiben [67]:

$$w_{1,2} = \int_{p_1}^{p_2} v dp \quad (38)$$

Wird der Verdichtungsprozess als isotrop angenommen, bleibt die Entropie also konstant und die Wärmeabgabe wird zu null, steigen die Energieverluste bei der Verdichtung auf höhere Drücke immer weiter an, sodass bei einer Verdichtung von 1 bar auf 1.000 bar 18,91% des Brennwertes von Wasserstoff zur Verdichtung benötigt wird.

Die massenspezifische technische Arbeit lässt sich dann beschreiben durch [67]:

$$w_{1,2, \text{isotrop}} = \frac{\kappa \cdot R \cdot T}{\kappa - 1} \left(1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} \right) \quad (39)$$

Der Verlauf der isotropen Verdichtungsarbeit wird in Abbildung 28 durch die blaue Kurve dargestellt.

Wird hingegen die Verdichtung als isotherm angenommen, die Temperatur soll also während des Prozesses konstant bleiben, zeigt sich ein logarithmischer Verlauf des Energiebedarfs (siehe die orange Kurve in Abbildung 28). Die massenspezifische technische Arbeit lässt sich wie folgt berechnen [67]:

$$w_{1,2, \text{isotherm}} = R \cdot T \cdot \ln\left(\frac{p_2}{p_1}\right) \quad (40)$$

Der Vergleich der Verdichtung von 1 auf 500 *bar* und 1 *bar* auf 1.000 *bar* zeigt, dass zur Verdopplung des Druckes von 500 auf 1.000 *bar* nur 11% mehr Verdichtungsarbeit, als bei der Verdichtung auf 500 *bar* geleistet werden muss. Die Komprimierung im hohen Druckbereich macht also anteilig kaum zusätzlichen Energiebedarf aus. Dieser Zusammenhang wird auch in Abbildung 29 ersichtlich.

Wie aus dem Vergleich der Kurvenverläufe deutlich wird, sollte eine isotherme Verdichtung angestrebt werden, um Energieverluste gering zu halten. Dies gelingt durch mehrstufige Kompression annähernd. Der reale Verdichtungsprozess ist jedoch nicht reversibel. Verluste, die durch Reibung und den elektrischen Antrieb entstehen, müssen zusätzlich berücksichtigt werden. Der reale Wirkungsgrad des Verdichters liegt bei etwa 50% [59].

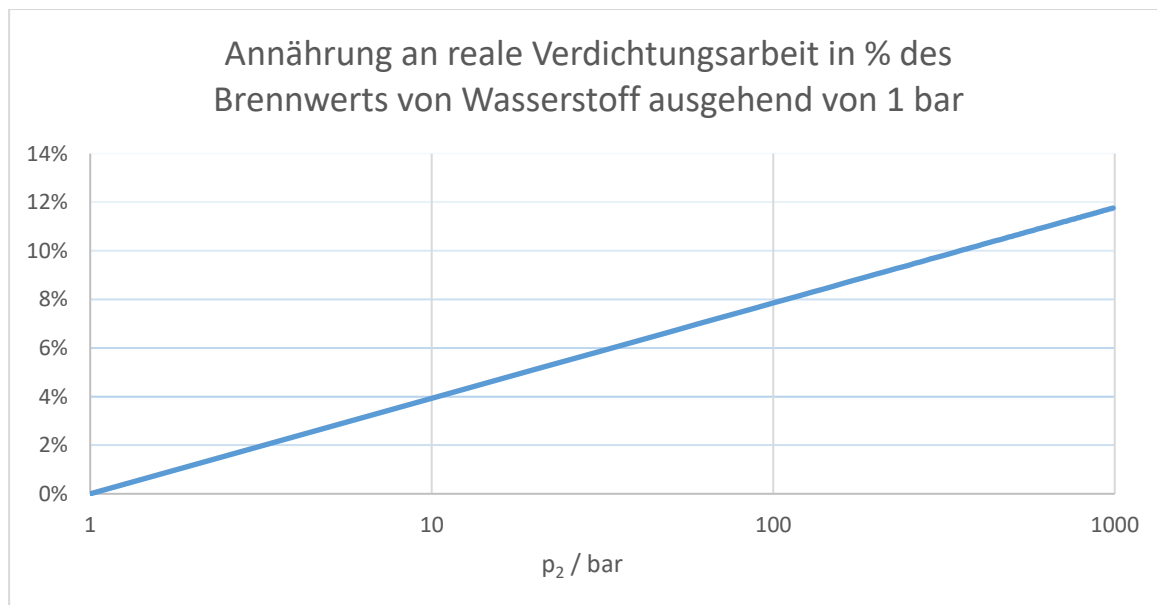


Abbildung 29: Annäherung an reale Verdichtungsarbeit in % des Brennwertes von Wasserstoff ausgehend von 1 *bar* bei $\eta_{\text{real}}=50\%$ und isothermer Verdichtung, logarithmische Skalierung

Die Abhängigkeit der Verdichtungsarbeit von der Drucksteigerung unter Einbezug des tatsächlichen Wirkungsgrades des Verdichters von 50% ist in Abbildung 29 in Prozent des

Brennwerts dargestellt. Abbildung 29 verdeutlicht auch einen weiteren Vorteil des gewählten Elektrolyseurs. Da dieser Wasserstoff mit 30 *bar* bereitstellen kann, kann ein großer Teil der Verdichtungsarbeit für die erste Druckerhöhung eingespart werden.

Der gesamte Wirkungsgrad berechnet sich wie folgt:

$$\eta_{Verd} = 1 - \frac{w_{1,2,isotherm}}{H_{O,H_2} \eta_{real}} \quad (41)$$

Mit der universellen Gaskonstante von $\mathfrak{R} = 8,314 \frac{J}{molK}$ und der molaren Masse von Wasserstoff $M_{H_2} = 2,016 \frac{g}{mol}$ ergibt sich für die spezifische Gaskonstante [15]:

$$R = \frac{\mathfrak{R}}{M} \quad (42)$$

$$R = \frac{8,314 \frac{J}{molK}}{2,016 \frac{g}{mol}} = 4.124,008 \frac{J}{kgK}$$

Bei einer Verdichtung von 30 auf 200 *bar* gilt:

$$w_{1,2,isotherm} = 4.124,008 \frac{J}{kgK} \cdot 293,15K \cdot \ln\left(\frac{200bar}{30bar}\right) = 2,294 \frac{MJ}{kg}$$

Damit folgt für den Gesamtwirkungsgrad:

$$\eta_{Verd} = 1 - \frac{2,294 \frac{MJ}{kg}}{141,788 \frac{MJ}{kg} \cdot 0,5} = 0,968$$

Äquivalent gilt für eine Verdichtung von 30 auf 500 *bar*:

$$w_{1,2,isotherm} = 4.124,008 \frac{J}{kgK} \cdot 293,15K \cdot \ln\left(\frac{500bar}{30bar}\right) = 3,401 \frac{MJ}{kg}$$

$$\eta_{Verd} = 1 - \frac{3,401 \frac{MJ}{kg}}{141,788 \frac{MJ}{kg} \cdot 0,5} = 0,952$$

Auch für die Verdichtung von Methan kann mit der molaren Masse von $M_{CH_4} = 1,6043 \frac{g}{mol}$ die spezifische Gaskonstante bestimmt werden:

$$R = \frac{\mathfrak{R}}{M} = \frac{8,314 \frac{J}{molK}}{16,043 \frac{g}{mol}} = 518,232 \frac{J}{kgK}$$

Und für die Verdichtung von 25 auf 50 bar nach der Methanisierung gilt dann:

$$w_{1,2, isotherm} = 518,232 \frac{J}{kgK} \cdot 293,15K \cdot \ln\left(\frac{50bar}{25bar}\right) = 0,1053 \frac{MJ}{kg}$$

$$\eta_{Verd} = 1 - \frac{0,1053 \frac{MJ}{kg}}{55,515 \frac{MJ}{kg} \cdot 0,5} = 0,9962$$

Wirkungsgrad Speicherung

Schließlich sollen Verluste während der Speicherung und des Transports in LKW berechnet werden. Durch Diffusion und Dichtungsverluste entstehen auch während der Speicherung Verluste von Wasserstoff. Da der Wasserstoff in diesen Beispielen jedoch nur für wenige Stunden zwischengespeichert wird, wird der Wirkungsgrad bei der Speicherung in Druckgasspeichern vernachlässigt.

Allerdings wird für den Transport von Wasserstoff Antriebsenergie für den LKW benötigt. Der Energiebedarf der LKW pro Tour lässt sich mit dem durchschnittlichen spezifischen Energiebedarf je LKW und einer angenommenen Entfernung von 50 km zum Abnehmer wie folgt berechnen [68]:

$$E_{spez} = 1,6 \frac{MJ}{t \cdot km}$$

$$W_{Lkw} = E_{spez} \cdot m_{LKW} \cdot l \tag{43}$$

$$W_{Lkw} = 1,6 \frac{MJ}{t \cdot km} \cdot 42t \cdot 100km = 6,72 GJ$$

Für die Umsetzung des Transports mit 200 bar LKW-Trailern wurde zuvor die zu transportierende Masse Wasserstoff zu $m = 191,87 kg$ Wasserstoff je LKW bestimmt. Daraus resultiert folgender Wirkungsgrad:

$$\eta_{Transport,1} = 1 - \frac{W_{LKW}}{H_O \cdot m_{H_2}} \quad (44)$$

$$\eta_{Transport,1} = 1 - \frac{6,72GJ}{141,788 \frac{MJ}{kg} \cdot 191,87kg} = 0,7530$$

Bei der Auswahl von 500 bar LKW mit 1.110,8 kg Wasserstoff-Ladung je Tour ergäbe sich ein Wirkungsgrad von

$$\eta_{Transport,2} = 1 - \frac{W_{LKW}}{H_{O_{Lkw}} \cdot m_{H_2}} = 1 - \frac{6,72GJ}{121,788 \frac{MJ}{kg} \cdot 1110,8kg} = 0,9573$$

Der Vergleich der beiden Trailer macht deutlich, dass durch die deutlich höhere Energiedichte auf dem 500 bar LKW, der Wirkungsgrad des Transports mit 95,73% im Vergleich zu 75,30% sehr viel besser ausfällt.

Wirkungsgrade weiterer Komponenten

Transformator und Gleichrichter verursachen jeweils etwa 0,5 bis 3% Verluste bei der Stromwandlung. In diesem Fall soll ein elektrischer Wirkungsgrad von jeweils 98% angenommen werden, sodass insgesamt bis zur Elektrolyse bereits Verluste in Höhe von 3,96% auftreten [48]. Die Gasaufbereitung umfasst in den meisten Fällen nur eine Sauerstoffabscheidung sowie eine Auskondensation und Abscheidung des enthaltenen Wassers. Der Energiebedarf für diese Vorgänge im Zusammenhang mit Wasserstoff ist der Literatur nicht benannt und wird daher hier als vernachlässigbar klein angenommen.

Beurteilung der Wirkungsgradketten

Aus den berechneten Wirkungsgraden können nun SANKEY-Diagramme zum besseren Vergleich der verschiedenen Bereitstellungsoptionen erstellt werden. Dabei werden auch die Optionen dargestellt, die aufgrund praktischer Probleme bei der Umsetzung der tatsächlichen Wasserstoff-Massenströme bereits ausgeschlossen wurden.

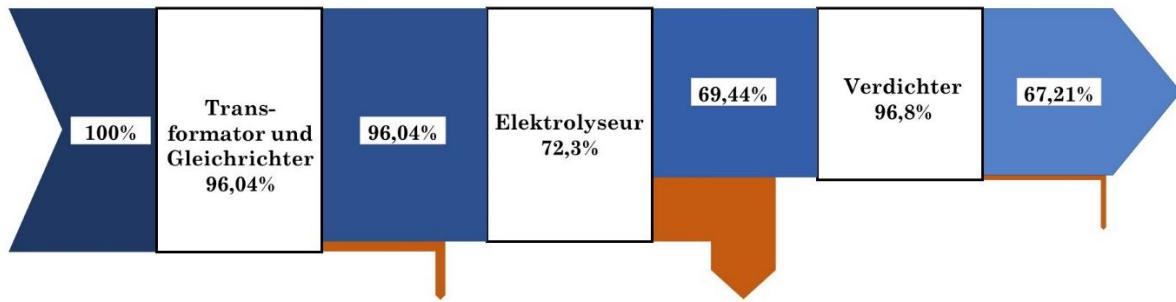


Abbildung 30: SANKEY-Diagramm bei direkter Einspeisung von H_2 in das Erdgasnetz

Bei der Analyse der *Abbildung 30: SANKEY-Diagramm bei direkter Einspeisung von H_2 in das Erdgasnetz* wird deutlich, dass der Wirkungsgrad der Prozesskette mit insgesamt 67,21% sehr gut ausfällt. Möglich wird diese hohe Effizienz, da nur wenig Zwischenschritte bis zum Abtransport nötig werden und auch die Verdichtung von 30 auf 50 bar verhältnismäßig wenig Verdichtungsarbeit benötigt.

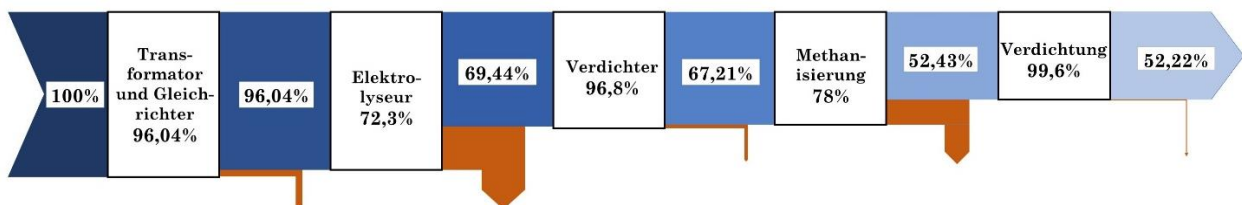


Abbildung 31: SANKEY-Diagramm bei Methanisierung und Einspeisung von CH_4 in das Erdgasnetz

Im Gegenteil dazu, muss beim Prozess der Methanisierung Wasserstoff zwischengespeichert werden, sodass eine erste Verdichtung nötig wird. Da die Erzeugung des Methans jedoch bei geringerem Druckniveau abläuft, wird der Wasserstoff zunächst wieder entspannt und nach der Methanisierung erneut auf das Druckniveau des Erdgasnetzes komprimiert. Auch der Vorgang der Methanisierung ist verlustbehaftet. Insgesamt ergibt sich so für diesen Vorgang ein Wirkungsgrad von 52,22%. Ergänzend muss zusätzlich der Energiebedarf bei der Gasaufbereitung des CO_2 berücksichtigt werden. Auf diesen wird hier jedoch nicht weiter eingegangen, da nur Verluste der direkten Prozesskette des Wasserstoffs analysiert werden sollen. Insgesamt liegt der Wirkungsgrad der beschriebenen Darstellung deutlich unter dem der direkten Wasserstoff-Einspeisung. Allerdings kann CH_4 für vielfältige Anwendungen eingesetzt werden und die Höhe der Einspeisung wird nicht limitiert.

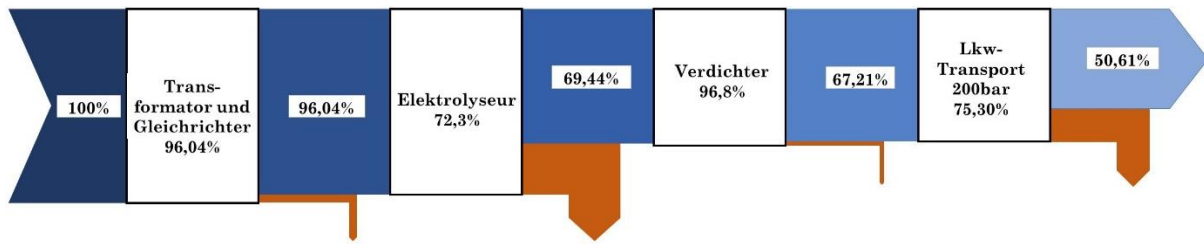


Abbildung 32: SANKEY-Diagramm bei H_2 -Transport per Lkw mit 200 bar Trailern und Verwendung in Industrie und als Treibstoff

Schließlich können die beiden Optionen verglichen werden, die für das gegebene Fallbeispiel, basierend auf den gegebenen Massenströmen, tatsächlich realisierbar wären. Abbildung 32 visualisiert dabei die Option des Abtransports in 200 bar -LKW-Trailern. Es wird deutlich, dass neben den Verlusten bei der Elektrolyse besonders der Energiebedarf für die LKW negativ die Effizienz beeinträchtigt. Insgesamt ergibt sich ein Wirkungsgrad von 50,61%. Diese Option ist also insgesamt sogar weniger effizient als die zweite Option, die zusätzlich den Zwischenschritt der Methanisierung enthält.

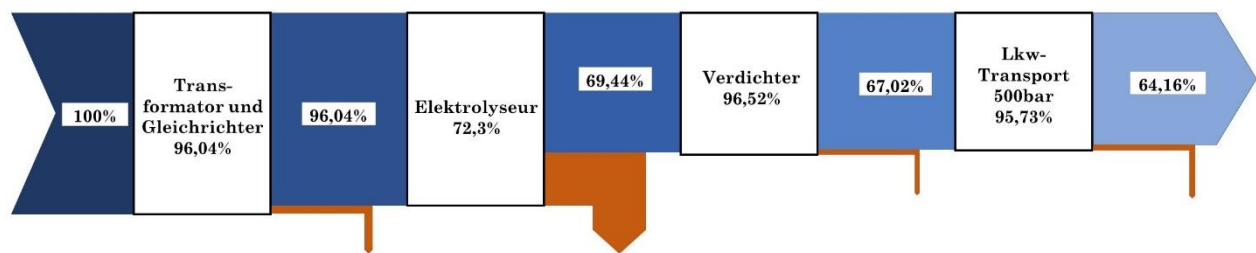


Abbildung 33: SANKEY-Diagramm bei H_2 -Transport per LKW mit 500 bar Trailern und Verwendung in Industrie und als Treibstoff

Aus Abbildung 33 ergibt sich ein Wirkungsgrad von insgesamt 64,16% für den Transport von Wasserstoff in 500 bar Trailern. Es fällt auf, dass durch den Einsatz von Behältern mit höherem Druck eine deutlich höhere Energiedichte auf den LKW erreicht werden kann. Der Vorteil, dass mehr Wasserstoff pro Tour transportiert werden kann, erweist sich als ausschlaggebend für die Gesamteffizienz des Prozesses. Aufgrund des logarithmischen Zusammenhangs von Drucksteigerung und Arbeitsaufwand bei der Verdichtung, sinkt gleichzeitig der Wirkungsgrad bei der Verdichtung im Vergleich zur dritten Bereitstellungsoption nur kaum von 96,8% auf 96,52% ab.

Basierend auf dieser Wirkungsgradanalyse kann daher die Entscheidung zugunsten einer Bereitstellung des Wasserstoffs mit 500 bar LKW getroffen werden. Durch die hohe Ladekapazität müssen selbst für den maximalen Erzeugungsfall nur vier LKW-Touren pro Tag durchgeführt werden. Insgesamt müssen zwei LKW vorgehalten werden, sodass wenn ein

Abtransport mit einem LKW erfolgt, der andere LKW-Trailer als Speicher genutzt werden kann.

8 Schlussbetrachtung

In dieser Machbarkeitsstudie wurde geprüft, inwieweit erneuerbare Energie eines Windparks im Rahmen eines neuen Energiekonzeptes für die Erzeugung von Wasserstoff genutzt werden kann.

Dabei wurde einerseits deutlich, welche Komponenten und Betriebsformen elementar für die Effizienz des gesamten Systems sind, aber andererseits auch, in welchen Bereichen noch zusätzlicher Prüfungsbedarf besteht.

Der Wasserstoff-Elektrolyseur hat den größten Einfluss auf den übergeordneten Wirkungsgrad des Projekts. Die Auswahl einer geeigneten Technologie sollte daher im Mittelpunkt der Planung stehen. In der Nutzwertanalyse wurde neben dem spezifischen Energieverbrauch, auch die Bauform und die praktische Realisierbarkeit in der gegebenen Größenordnung, als bestimmende Parameter definiert. Beim Betrieb des Elektrolyseurs in Kombination mit fluktuierender Stromerzeugung bieten PEM-Elektrolyseure aufgrund ihrer kurzen Ansprechzeit derzeit die besten dynamischen Eigenschaften. Die Dimensionierung erfolgte annähernd auf die mittlere Parkleistung um einen Ausgleich zwischen maximal erreichbarstem Ertrag und möglichst konstanter, hoher Auslastung zu erreichen. Ein Betrieb bei geringer Last ist insbesondere auch zu vermeiden, um Degradation und einen daraus resultierenden sinkenden Wirkungsgrad zu verhindern. Unter Einbezug der aktuellen Gesetzeslage sollte des Weiteren berücksichtigt werden, dass der Elektrolyseur auf dem Gelände des Windparks errichtet wird und der Betrieb von Elektrolyse-Einheit und Windpark durch dieselbe Rechtspersönlichkeit erfolgt, um Steuer- und Abgabevorteile zu generieren.

Zusätzlich macht diese Studie auch deutlich, dass weitere Systemkomponenten Einfluss auf die Gesamteffizienz des Projekts nehmen. Für die Herstellung von durchschnittlich $88,16 \text{ kg/h}$ Wasserstoff werden $1.586,9 \text{ kg/h}$ Wasser benötigt. Neben der Sicherstellung dieses erheblichen Wasserbedarfs, muss auch der Energiebedarf zur Wasseraufbereitung berücksichtigt werden. Bisher fehlen Angaben zum spezifischen Energieverbrauch dieser Wasseraufbereitungstechnologien wie auch für die Gasaufbereitungsaggregate des Wasserstoffs, sodass hier noch Forschungs- und Prüfungsbedarf besteht. Gleichzeitig wurde

für dieses Projekt eine mögliche Abwärmenutzung aufgrund fehlender Abnehmer im ländlichen Raum nicht berücksichtigt. Sollten sich jedoch sinnvolle Nutzungsoptionen für die Abwärme ergeben, muss auch die Installation eines Systems aus Wärmeübertragern und Wärmenetz analysiert werden und es könnten Steigerungen bei der Gesamteffizienz ermöglicht werden.

Insgesamt wurden Druckgasspeicher aufgrund ihrer flexiblen Anwendbarkeit für verschiedene Volumen- und Druckniveaus und der hohen technischen Reife als zu präferierende Speichertechnologie sowohl zur Zwischenspeicherung als auch zum Transport eingestuft. Für dieses Fallbeispiel wurde deutlich, dass ein Abtransport des Wasserstoffs per LKW-Trailer die einzig praktisch realisierbare Bereitstellungsoption darstellt. Gleichzeitig fällt auf, dass der Energieaufwand zum Transport des Wasserstoffs großen Einfluss auf den Gesamtwirkungsgrad des Systems nimmt. Eine möglichst hohe Energiedichte auf den LKW durch ein hohes Druckniveau senkt den Energiebedarf je Abtransport-Tour deutlich. Folglich sollten Druckgasspeicher des Typs III oder IV mit einem Druckniveau von 500 *bar* oder höher eingesetzt werden. Gleichermaßen wirken sich kurze Distanzen zu den Abnehmern positiv auf die Effizienz aus. Hier bestehen aufgrund der hohen industriellen Nachfrage und der wachsenden Zahl an Wasserstoff-Tankstellen in Schleswig-Holstein jedoch gute Aussichten, dass ein sicherer Absatzmarkt in kurzer räumlicher Reichweite erhalten bleibt.

Der logistische Aufwand für den Abtransport wird durch die hohe Massenkapazität der LKW minimiert, selbst bei Volllastbetrieb dauert es 6,5 Stunden, bis ein 500 *bar*-Trailer gefüllt ist, sodass maximal vier Touren pro Tag durchgeführt werden müssen. Anders als befürchtet, beeinträchtigt die Verdichtungsarbeit für die Umsetzung eines hohen Druckniveaus die Effizienz nur kaum. Unter Einsatz von mehrstufigen Verdichtern kann eine nahezu isotherme Verdichtung erreicht werden. Der logarithmische Zusammenhang von Druck und Arbeit führt somit im hohen Druckbereich zu einem geringen zusätzlichen Energiebedarf.

Abschließend zeigt diese Studie, dass der Transformationspfad „Power-to-gas“ in Schleswig-Holstein umsetzbar ist. Im Gegensatz zur zusätzlichen Methanisierung oder der direkten Einspeisung ins Erdgasnetz bestehen keine äußeren Begrenzungen bei der Realisierbarkeit. Für dieses Projekt konnte ein übergeordneter Wirkungsgrad von 64,16% bezogen auf den Brennwert spezifiziert werden. Die energetischen Verluste stehen dabei Vorteilen wie der universellen Einsatzbarkeit des Wasserstoffs, der leichteren Speicherbarkeit und dem Beitrag zur Sektorenkopplung gegenüber.

Eine Empfehlung, ob ein solches Projekt tatsächlich realisiert werden sollte, kann an dieser Stelle jedoch noch nicht getroffen werden. Bisher wurden quantitative ökonomische Aspekte bei der Analyse nicht berücksichtigt. Da jedoch voraussichtlich hohe Investitionskosten, insbesondere für Elektrolyseur und Druckgasspeicher, zusätzlich jedoch auch für die zahlreichen Nebenaggregate zur Wasser- und Gasaufbereitung sowie zur Verdichtung, nötig werden und auch die Durchführung der LKW-Touren Kosten verursacht, muss die Wasserstoffherstellung auf wirtschaftliche Umsatzbarkeit geprüft werden. Diese Machbarkeitsstudie beweist für das gewählte Beispiel allerdings bereits die technische Realisierbarkeit von „Power-to-gas“ bei vertretbaren Effizienzeinbußen sowie Verwendung marktreifer Technologien.

9 Literaturverzeichnis

- [1] BMU, „Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und nukleare Sicherheit,“ 01. 11. 2016. [Online]. Available: https://www.bmu.de/fileadmin/Daten_BMU/Download_PDF/Klimaschutz/klimaschutzplan_2050_bf.pdf. [Zugriff am 03. 08. 2020].
- [2] BMWi, „Bundesministerium für Umwelt, Naturschutz und nukleare Sicherheit,“ 10. 06. 2020. [Online]. Available: https://www.bmu.de/fileadmin/Daten_BMU/Download_PDF/Energieeffizienz/nationale_wasserstoffstrategie_bf.pdf. [Zugriff am 03. 08. 2020].
- [3] H. Watter, *Regenerative Energiesysteme*, Wiesbaden: Springer, 2019.
- [4] L. Bauer und S. Matysik, „wind-turbine-models,“ wind-turbine-models.com, [Online]. Available: <https://en.wind-turbine-models.com/turbines/7-vestas-v112-onshore>. [Zugriff am 22. 07. 2020].
- [5] V. Quaschnig, *Regenerative Energiesysteme*, München: Hanser Verlag, 2013.
- [6] Lettenmeier, Dr. Phillip, „Siemens Hydrogen Solutions,“ Januar 2019. [Online]. Available: <https://assets.new.siemens.com/siemens/assets/api/uuid:a5fa8257-6c71-496f-a324-454241f1df71/white-paper-effizienz-de.pdf>. [Zugriff am 29. 07. 2020].
- [7] G. H. Tjarks, „PEM-Elektrolyse-Systeme zur Anwendung in Power-to-Gas Anlagen,“ *Energie & Umwelt / Energy & Environment*, Nr. 366, 2017.
- [8] H-TEC Systems GmbH, „Datenblatt Elektrolyseur ME450/1400,“ H-TEC, Augsburg, 2020.
- [9] Nelhydrogen, „M-Series-Spec-Sheet-Rev-D,“ Nelhydrogen, USA, 2020.
- [10] Nelhydrogen, „M-Series-Containerized-Spec-Sheet-Rev-A,“ Nelhydrogen, USA, 2019.
- [11] Hydrogenics, „Renewable Hydrogen Solutions,“ Hydrogenics, Ontario, 2018.
- [12] Siemens, „Herausforderungen für Windparkbetreiber und Chancen durch Power to Gas,“ Siemens AG, Potsdam, 2019.

- [13] A. Stark, „MAN steigt ins Wasserstoffgeschäft ein und übernimmt 40% an H-Tec Systems,“ Process, 27. 03. 2019. [Online]. Available: <https://www.process.vogel.de/man-steigt-ins-wasserstoffgeschaeft-ein-und-uebernimmt-40-an-h-tec-systems-a-814656/>. [Zugriff am 25. 08. 2020].
- [14] V. F. D. B. P. M. S.A. Grigoriev, „Current status, research trends, and challenges in water electrolysis science and technology,“ Elsevier, ScienceDirect, Moskau, Potchefstroom, Orsay, 2019.
- [15] M. Friedl, F. Ruoss, B. Meier und L. Schmidlin, „Thermodynamik von Power-to-Gas,“ Hochschule für Technik Rapperswil, Rapperswil, 2016.
- [16] BDEW e.V, „BDEW-Strompreisanalyse Januar 2020,“ 07. 01. 2020. [Online]. Available: https://www.bdew.de/media/documents/20200107_BDEW-Strompreisanalyse_Januar_2020.pdf. [Zugriff am 03. 08. 2020].
- [17] J. Meereis, T. Lutz-Kulawik, M. Rickert, A. Sitner, E. Dittberner und H. Meereis, „Potenzialstudie Wasserstoffwirtschaft,“ IPP ESN Power Engineering GmbH, Kiel, 2019.
- [18] A. Brinner, „Elektrolyse - Basics V - Vom Elektrolyseblock zur Wasserstoff-Erzeugungsanlage,“ Zentrum für Sonnenenergie- und Wasserstoff-Forschung Baden-Württemberg, Stuttgart, 2013.
- [19] H-TEC Systems GmbH, „H-TEC Produkte,“ H-TEC Systems GmbH, [Online]. Available: <https://www.h-tec.com/produkte/me-4501400/>. [Zugriff am 09. 08. 2020].
- [20] U. U. C. L. GmbH, „wv-suederdithmarschen,“ 2020. [Online]. Available: https://www.wv-suederdithmarschen.de/index/docs/analysen/Analyse_2020_03.pdf. [Zugriff am 10. 08. 2020].
- [21] Duscher und St., „Ausführungsformen und Anwendung der Elektrodeionisation (EDI) zur Reinstwasservorbereitung,“ VDL-Verlag GmbH, Rödermark, 2010.
- [22] elector GmbH, „Ionenaustauscherharze in der Wasseraufbereitung: ELECTOR-Wasserbehandlung,“ elector GmbH, [Online]. Available: <https://www.elector-wasserbehandlung.de/wasseraufbereitung-mit-ionenaustauscher.html>. [Zugriff am 09. 08. 2020].

- [23] H-TEC Systems GmbH, „H-TEC Series-ME: ME 450/ 1400* Ready. Set. Supply.,“ [Online]. Available: https://www.h-tec.com/fileadmin/Content/PDFs/19022019/H-TEC_SYSTEMS_Datenblatt_Elektrolyseur_ME450_1400_DE.pdf. [Zugriff am 09. 08. 2020].
- [24] J. Töpler und J. Lehmann, Wasserstoff und Brennstoffzelle : Technologien und Marktperspektiven, Berlin / Heidelberg: Springer Verlag, 2013.
- [25] P. Lettenmeier, „Entwicklung und Integration neuartiger Komponenten für Polymerelektrolytmembran- (PEM) Elektrolyse,“ Stuttgart, 2018.
- [26] F. Marangio, M. Santarelli und M. Calì, „Theoretical model and experimental analysis of a high pressure PEM water electrolyser for hydrogen production,“ Elsevier Ltd, Torino, Italy, 2009.
- [27] D. Prof. Dr. Ziessow und M. Dr. Sielaff, „Elektrolyse II - Elektrodeneigenschaften: Chemgapedia,“ [Online]. Available: http://www.chemgapedia.de/vsengine/vlu/vsc/de/ch/1/pc/pc_07/pc_07_04/pc_07_04_02.vlu/Page/vsc/de/ch/1/pc/pc_07/pc_07_04/pc_07_04_11.vscml.html. [Zugriff am 11. 08. 2020].
- [28] F. Barbir, „PEM electrolysis for production of hydrogen from renewable energy sources,“ *Solar Energy*, Bd. 78, Nr. 5, pp. 661-669, 2005.
- [29] T. Smolinka, N. Wiebe, P. Sterchele, A. Palzer, F. Lehner, M. Jansen, S. Kiemel, R. Mieke, S. Wahren und F. Zimmermann, „Studie IndWEDe - Industrialisierung der Wasserelektrolyse in Deutschland: Chancen und Herausforderungen für nachhaltigen Wasserstoff für Verkehr, Strom und Wärme,“ NOW-GMBH, Berlin, 2018.
- [30] Á. Hernández-Gómez, V. Ramirez, D. Guilbert und B. Saldivar, „Development of an adaptive static-dynamic electrical model based on input electrical energy for PEM water electrolysis,“ Elsevier Ltd, Yucatan, Mexico, 2020.
- [31] A. Buttler und H. Spliethoff, „Current status of water electrolysis for energy storage, grid balancing and sector coupling via power-to-gas and power-to-liquids: A review,“ Elsevier, München, 2017.

- [32] E. Anderson, T. Molter und F. Mitlitsky, „Recent advances in hydrogen generation using PEM water electrolysis,“ in *201. Electrochemical Society Meeting*, Philadelphia, PA, 2002.
- [33] A. Weiß, A. Siebel, M. Bernt, T.-H. Shen, V. Tileli und H. Gasteiger, „Impact of Intermittent Operation on Lifetime and Performance of a PEM Water Electrolyzer,“ *Journal of The Electrochemical Society*, Nr. 166, pp. F487-F497, 2019.
- [34] S. M. Alia, S. Stariha und R. L. Borup, „Electrolyzer Durability at Low Catalyst Loading and with Dynamic Operation,“ *Journal of The Electrochemical Society*, Nr. 166, pp. F1164-F1172, 2019.
- [35] M. Radler, „Wasserstoff - Energieträger der Zukunft?,“ Linz, 2019.
- [36] J. Adolf, C. Balzer, J. Louis, U. Schabla, M. Fishedick, K. Arnold, A. Pastowski und D. Schüwer, „ENERGIE DER ZUKUNFT? Nachhaltige Mobilität durch Brennstoffzelle und H₂,“ Shell Deutschland Oil GmbH, Hamburg, 2017.
- [37] Energie-Agentur NRW, „Wasserstoff – Schlüssel zur Energiewende Beispiele aus Nordrhein-Westfalen von der Herstellung bis zur Nutzung,“ Energie-Agentur NRW, Düsseldorf, 2018.
- [38] M. K. Helmut Eichlseder, *Wasserstoff in der Fahrzeugtechnik*, Wiesbaden: Vieweg + Teubner, 2008.
- [39] M. Dammann, „Visualisierung eines Teilsystems der Energieversorgung auf Wasserstoffbasis am Beispiel eines BrennstoffzellenVersuchsaufbaus,“ Fachhochschule Bielefeld, Bielefeld, 2000.
- [40] D. K. H. Emilia Hollmann, „MIT HOCHDRUCK IN DIE ZUKUNFT DES WASSERSTOFFS,“ NEA GROUP.
- [41] The Linde Group, „Die treibende Kraft. Mit Linde Wasserstoffprojekte realisieren.,“ Linde AG, Pullach.
- [42] R. Klebe, „Brennstoffzelle als Range Extender für Elektrofahrzeuge,“ Fachhochschule Brandenburg , Brandenburg, 2010.

- [43] P. A. Rosen, Beitrag zur Optimierung von Wasserstoffdruckbehältern, Wolfsburg: Springer Vieweg , 2018.
- [44] D. J. Wolf, „Die neuen Entwicklungen der Technik - Elemente der Wasserstoff-Infrastruktur von der Herstellung bis zum Tank,“ Medienforum Deutscher Wasserstofftag, München.
- [45] D.-I. T. Jordan, „Wasserstofftechnologie,“ Institut für Kern- und Energietechnik - Forschungszentrum Karlsruhe GmbH , Karlsruhe , 2007.
- [46] M. S. S. S. L. W. U. Z. Andreas Brinner, „Technologiebericht 4.1 Power-to-gas (Wasserstoff) innerhalb des Forschungsprojekts TF_Energiewende,“ Zentrum für Sonnenenergie und Wasserstoff-Forschung Baden-Württemberg, Stuttgart, 2018.
- [47] F. Rudow, Wasserstoffspeicherung im Metallhydrid, Zürich: MNG Rämibühl , 2011.
- [48] G. Müller-Syring, M. Henel, W. Köppel, H. Mlaker, M. Sterner und T. Höcher, „Entwicklung von modularen Konzepten zur Erzeugung, Speicherung und Einspeisung von Wasserstoff und Methan ins Erdgasnetz,“ Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V., Leipzig, 2013.
- [49] G. Müller-Syring, M. Henel, H. Rasmusson, W. Köppel, T. Höcher und M. Sterner, „Power to Gas: Untersuchung im Rahmen der DVGW-Innovationsoffensive zur Energiespeicherung,“ *Energie: Wasser-Praxis*, pp. 72-77, April 2011.
- [50] G. Müller-Syring und M. Henel, „Wasserstofftoleranz der Erdgasinfrastruktur inklusive aller assoziierten Anlagen,“ Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V, Bonn, 2014..
- [51] Schleswig-Holstein Netz AG, „Kennwerte für Erdgas H,“ 05. 2019. [Online]. Available: https://www.sh-netz.com/content/dam/revu-global/sh-netz/Documents/Energie_anschliessen/Gasnetz/sh_netz_kennwerte_erdgas_h_024i_0519.pdf. [Zugriff am 16. 07. 2020].
- [52] Schleswig-Holstein Netz AG, *Netzanschluss*, Quickborn: Schleswig-Holstein Netz AG, 2020.
- [53] T. Laabs, Interviewee, *Informationen zum Erdgasnetz Schleswig-Holstein*. [Interview]. 20. 07. 2020.

- [54] M. Schmidt, S. Schwarz, B. Stürmer, L. Wagener und U. Zuberbühler, „Technologiebericht 4.2.a Power-to-gas (Methanisierung chemisch-katalytisch) innerhalb des Forschungsprojekts TF_Energiewende,“ Zentrum für Sonnenenergie- und Wasserstoff-Forschung Baden-Württemberg, Wuppertal, Karlsruhe, Saarbrücken, 2018.
- [55] F. Graf, A. Krajete und U. Schmack, „Abschlussbericht: Techno-ökonomische Studie zur biologischen Methanisierung bei Power-to-Gas-Konzepten,“ Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V., Bonn, 2014.
- [56] NeTra Consult UG und Institut für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik (ISAH), „Methan aus erneuerbaren Energien - biologische Umwandlung von Wasserstoff aus der Elektrolyse zu Methan,“ Deutsche Bundesstiftung Umwelt, Hannover, 2018.
- [57] Nippon Gases Deutschland GmbH, „Nippon Gases - The Gas Professionals,“ Nippon Gases Deutschland GmbH, 2020. [Online]. Available: <https://nippongases.com/de/gases/buy-compressed-hydrogen-gas-or-liquid-hydrogen?tab=industrien>. [Zugriff am 30. 08. 2020].
- [58] Google Maps, „Live-Karte mit Wasserstofftankstellen,“ Google Maps, 31. 03. 2020. [Online]. Available: <http://h2tankstellen.cleanenergypartnership.de/>. [Zugriff am 22. 07. 2020].
- [59] M. Klell, H. Eichseder und A. Trattner, Wasserstoff in der Fahrzeugtechnik - Erzeugung, Speicherung, Anwendung, Wiesbaden: Springer Vieweg, 2018.
- [60] T. Smolinka, C. Vogelstätter und E. Sicha, „Wasserstoff-Infrastruktur für eine nachhaltige Mobilität - Entwicklungsstand und Forschungsbedarf,“ e-mobil BW GmbH - Landesagentur für Elektromobilität und Brennstoffzellentechnologie, Stuttgart, 2013.
- [61] C. Yang und J. Ogden, „Determining the Lowest-Cost Hydrogen Delivery Mode,“ University of California, Davis, 2008.
- [62] U. Plank-Wiedenbeck, M. Jentsch, F. Lademann, S. Büttner, N. Meyer und A. Ivanov, „Pilotprojekt Einsatz von H₂BZ-Triebwagen in Thüringen,“ Bauhaus-Universität Weimar, Weimar, 2019.

- [63] H. J. Thon, „Wasserstoff-Technologie: Sicherheit von Hochdruck-Tank-Systemen,“ H2BZ-Kooperationsnetzwerk Rheinland-Pfalz, Wiesbaden, 2016.
- [64] P. Lettenmeier, „Wirkungsgrad Elektrolyse - Whitepaper,“ Siemens Corporate Technology Strategy & Buisness Development, Erlangen, 2019.
- [65] W. Köppel, D. Buchholz, M. Götz, P. Kussin und A.-M. Wonneberger, „Bewertung der Energieversorgung mit leitungsgelassenen gasförmigen Brennstoffen im Vergleich zu anderen Energieträgern,“ DVGW-Forschungsstelle am Engler-Bunte-Institut, Karlsruhe, 2011.
- [66] B. Meier, *Energieaufwand für Gaskomprimierung*, Rapperswil: Hochschule für Technik Rapperswil, 2014.
- [67] K.-H. Grote und J. Feldhusen, *Dubbel - Taschenbuch für den Maschinenbau*, Heidelberg: Springer.-Verlag, 2011.
- [68] Umweltbundesamt, „Entwicklung des spezifischen Energieverbrauchs im Güterverkehr,“ 01. 2020. [Online]. Available: https://www.umweltbundesamt.de/sites/default/files/medien/384/bilder/dateien/4_abb_spezif-energieverbrauch-gv_2020-02-14.pdf. [Zugriff am 22. 07. 2020].

Anhang 1

Tabelle 8: Wind- und Ertragsanalyse für 2019

Windverteilung und Leistungsprognose für 2019						Elektrolyseur 9.000 kW		
Windgeschw. m/s	Klassenmittel m/s	rel. Häufigkeit %	Std./Jahr h	Leistung Klassenmittel nach Kennlinie kW	Arbeit nach Kennlinie kWh	Nennleistung kW	Arbeit kWh	mittlere jährliche Leistung kW
0	0,5	1	121,0	-	-	-	-	
1	1,5	4	315,8	-	-	-	-	
2	2,5	8	744,5	-	-	-	-	
3	3,5	12	1034,5	847	876.222	847	876.222	
4	4,5	16	1423,0	2.376	3.381.048	2.376	3.381.048	
5	5,5	17	1506,5	4.686	7.059.459	4.686	7.059.459	
6	6,5	13	1169,3	8.041	9.402.609	8.041	9.402.609	
7	7,5	10	856,7	12.540	10.742.600	9.000	7.710.000	
8	8,5	6	531,2	18.337	9.740.003	9.000	4.780.500	
9	9,5	4	342,7	24.992	8.563.925	9.000	3.084.000	
10	10,5	3	248,3	31.350	7.785.250	9.000	2.235.000	
11	11,5	2	188,5	33.605	6.334.543	9.000	1.696.500	
12	12,5	1	123,2	33.803	4.163.403	9.000	1.108.500	
13	13,5	1	65,3	33.825	2.209.900	9.000	588.000	
14	14,5	1	44,7	33.825	1.510.850	9.000	402.000	
15	15,5	0	23,0	33.825	777.975	9.000	207.000	
16	16,5	0	8,8	33.825	298.788	9.000	79.500	
17	17,5	0	6,2	33.825	208.588	9.000	55.500	
18	18,5	0	5,0	33.825	169.125	9.000	45.000	
19	19,5	0	1,7	33.825	56.375	9.000	15.000	
20	20,5	0	0,2	33.825	5.638	9.000	1.500	
Summe		100	8.760		73.286.299		42.727.338	4.878

Anhang 2

Tabelle 9: Marktanalyse in Frage kommender Elektrolyseure [8] [11] [10] [9] [12]

Hersteller	H-Tec	nelhydrogen			Hydrotechnik GmbH	Hydrogenics		Siemens	
Modell	ME 450/1400	M4000	M400	MC400	EV 150	HyLYZER -300-30	HyLYZER -1000-30	Silyzer 300	Silyzer 200
Technologie	PEM				AEL	PEM			
H2 Produktion nominal / Nm³/h	210	4000	413	413	221	300	1000	3782	225
H2 Produktion nominal / kg/d	450	8630	892	892	477	647	2158	8160	492
H2 Produktionsbereich / %	12-100	10-100			20-100	1-100		0-100	n.A.
Energieverbrauch nominal / kWh/Nm³	4,9	4,53	4,53	4,53	5,28	4,4 - 4,8	4,4 - 4,8	4,63	5,4
elektrische nominale Leistung / MW	1	18,12	2	2	1,2	1,5	5	17,5	1,25
Lastwechsel	30s (Teil- bis Nominallast)	min to max 10s; 15% per sec			n.A.	stand-by to 100%; 3sec		0-100; 10s	from hot stand-by; 10s
Betriebsdruck H2 / bar (Überdruck)	0 - 30	30	30	30	0,025	0 - 30	30	n.A.	0 - 35
Frischwasserverbrauch / l/Nm³	1,67	0,9	0,9	0,9	0,93	1,4	1,4	0,9	1,5
Netzanschluss	3x400V/50Hz, Anschlussleistung 2MVA	10kV & 20kV /50&60Hz			n.A.				
Abmessungen	40ft C, ca. (12·3·3,5) m³	450 m²	160 m²	2· (12,2·2,5·3) +(3,5·3·3) m³	n.A.	40ft C + 20ft C	2·40ft C + 1·20ft C	(13·6·3) m³	(6,3·3,1·3,0)m³
Umgebungstemperatur °C	-15 bis +35	10 bis 40	10 bis 40	-20 bis +40	n.A.				
Reinheit / %	99,9995	99,9998	99,9998	99,9998	99,9	99,998	99,998	99,999	99,5-99,9
Besonderheiten	Container			Container	Stickstoffbedarf	Container	Container	Flexibilität, Beratung	
Wärmeauskopplung	optional, max 65°C Vor- und 55°C Rücklauf	n.A.							
Betriebsdruck O2	drucklos	n.A.							