

Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg

Fakultät Life Sciences
Department Umwelttechnik

Bachelorarbeit zur Erlangung des akademischen Grades

Bachelor of Science (B.Sc.)

Dynamische Simulation von flexiblen Power-to-Gas Systemen

Vorgelegt von:

Marcel Frohreich

Matrikelnummer: XXXXXXXXXX

Hamburg, den 10.11.2017

Erster Gutachter:

Prof. Dr. Armin Gregorzewski, Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg

Zweiter Gutachter:

Dipl.-Ing. Torsten Birth, Fraunhofer-Institut für Fabrikbetrieb und Fabrikautomatisierung IFF

Kurzfassung

Der Umbau der Energieversorgung in Deutschland, von fossilen Brennstoffen hin zu erneuerbaren Energien, birgt den Nachteil, dass diese nicht nach dem akuten Energiebedarf regelbar sind. Power-to-Gas Systeme als Zwischenspeichertechnologie bieten die Möglichkeit, erneuerbare Energien in Form von chemischer Energie langfristig zu speichern und bei Stromdefiziten zur Verfügung zu stellen. Diese Bachelorarbeit mit dem Thema „Dynamische Simulation von flexiblen Power-to-Gas Systemen“ befasst sich mit der Entwicklung einer dynamischen Prozesssimulation einer Methanisierung mit dem Programm Aspen Dynamics zur Untersuchung einer idealen, regenerativen Energieversorgung eines Industrieparks und der Verwertung des Überschussstroms für die Methanisierung.

Elementarer Bestandteil einer Power-to-Gas Anlage ist die Elektrolyse, die mit Strom gespeist wird und durch die Spaltung von Wasser O_2 und H_2 produziert. Die alkalische Elektrolyse (AEL) ist technisch ausgereift und kommerziell in Gebrauch, während sich die Polymer Elektrolyt Membran (PEM) Elektrolyse noch in der Entwicklungsphase befindet. Der große Vorteil der PEM-Elektrolyse im Vergleich zur AEL ist das Verhältnis von Größe zu Anschlussleistung. Der produzierte H_2 kann für den Mobilssektor, zur stofflichen Nutzung oder in das Erdgasnetz geleitet werden. Einen weiteren Nutzungspfad stellt die Methanisierung dar, in der der erzeugte H_2 mit CO_2 aus einer Biogasanlage zu Methan umgewandelt wird. Zurzeit werden drei Reaktordesigns für die Methanisierung genutzt. Neben den bereits kommerziell genutzten Festbettreaktoren befinden sich die Wirbelschicht- und Dreiphasenreaktoren im Stand der Forschung. Das dynamische Verhalten der Wirbel- und Dreiphasenreaktoren ist im Vergleich zu den Festbettreaktoren besser. Allerdings müssen mechanisch stabile Katalysatoren für diese Art von Reaktoren entwickelt werden.

Für die Simulation der Methanisierung wurde ein Festbettreaktor in Form eines Rohrbündelreaktors gewählt, mit der 4 Szenarien simuliert wurden. Das Szenario Solar umfasst einen Solarpark mit 15 MW Anschlussleistung zur Stromversorgung des Industrieparks und der Elektrolyse. In dieser Konstellation konnte die Elektrolyse über 2.028 Vollaststunden pro Jahr betrieben und 411 t/a Methan erzeugt werden. Im Szenario Wind konnte bei gleicher Anschlussleistung die Vollaststundenzahl auf 3.229 h/a erhöht und 650 t/a Methan produziert werden. Im Szenario Wind/Solar wurde eine ideale Zusammensetzung von einem Teil Solar- und vier Teilen Windenergie bei gleicher Anschlussleistung ermittelt. Dabei konnte die Vollaststundenzahl nochmals auf 3.242 h/a und die Methanausbeute auf 653 t/a erhöht werden. Im Szenario Speicher wird mithilfe eines Salzkavernenspeichers die komplette Jahresproduktion des anfallenden

CO₂ der verwendeten Biogasanlage zur Methanisierung genutzt. Durch eine erhöhte Anschlussleistung der Elektrolyse sinkt die Volllaststundenanzahl hierbei auf 1.722 h/a, die Methanproduktion kann dafür auf 1.760 t/a verbessert werden. Insgesamt lässt sich jedoch resümieren, dass keines der Szenarien wirtschaftlich ist.

Abstract

The change of the German energy infrastructure in the course of the „Energiewende“ from fossil fuels to renewable energies comes with the disadvantage that the energy production of wind- and solar plants do not follow the need of the energy consumers. Power-to-Gas systems are able to cover this gap by transforming the electrical energy to chemical energy, for example hydrogen or synthetic natural gas (SNG). This bachelor thesis with the topic „Dynamic simulation of flexible Power-to-Gas systems“ studies the modelation of a dynamic process simulation of a methanation with the program Aspen Dynamics to find the ideal constellation for a energy infrastructure with a high workload.

Electrolysis is an elementary part of a Power-to-Gas system. It produces hydrogen and oxygen out of water by using surplus power. The most commercial used electrolysis method is the alkaline electrolysis. The polymer electrolyte membrane electrolysis is still in reseach; it's good size to power ratio, however, is promising. If the hydrogen is not used for the mobility sector, for instance, it can be used in the methanation where it is converted to SNG with carbon dioxide. By now, there are three types of reactor designs: fixed bed reactors, fluidized bed reactors and three-phase reactors, respectively. The fixed bed reactors are used in commercial scale, while the others are still in research phase because of the catalyst stability. Therefore, a fixed bed reactor is used in this simulation.

In this thesis, four scenarios are simulated. The first of these scenarios is the scenario *solar* in which a 15 MW solar plant is producing energy for a 1 MW industry park and the electrolysis. In this case, the electrolysis is working 2028 full-load hours and the methanation produces 411 t/a SNG. Within the scenario *wind*, with the same power of 15 MW, the full-load hours of the electrolysis can be increased to 3229 h/a with a SNG production of 650 t/a. In the third scenario, *wind/solar*, the energy production is mixed with 1 part of solar energy and 4 parts of wind energy, with a total power of 15 MW. With this configuration the full-load hours can be raised to 3242 h/a with a SNG production of 653 t/a. In the last scenario *storage*, a salt cavern storage is used to utilize the whole amount of carbon dioxide produced by the biogas plant. By increasing the power of the electrolysis, the full-load hours decrease to 1722 h/a. In return, the production of SNG can be elevated to 1760 t/a. In conclusion, however, none of the scenarios could be run economically.

Eidesstattliche Erklärung

Ich versichere hiermit, dass ich die vorliegende mit dem o.a. formulierten Thema ohne fremde Hilfe selbständig verfasst und nur die angegebenen Quellen und Hilfsmittel verwendet habe.

Wörtlich oder dem Sinn nach aus anderen Werken entnommene Stellen sind unter Angabe der Quellen kenntlich gemacht.

Ort, Datum

Marcel Frohreich

Danksagung

Zunächst möchte ich meinen Eltern danken, die mich während meines Studiums und speziell während meines Praktikums immer unterstützt haben.

Ein riesen Dank geht an meine beiden Betreuer, Herrn Gregorzewski, besonders für die Flexibilität und dem Entgegenkommen bei der Anmeldung der Bachelorarbeit, und Herrn Birth für hilfreiche Anmerkungen und Vorschläge beim Verfassen dieser Arbeit und bei der Betreuung des Praktikums.

Weiterer Dank gilt Dr. Heineken und den HiWis aus dem Fraunhofer IFF für die Hilfe während des Praktikums und auf dem Weg zu meinem Abschluss.

Danke auch an Finja, Dennis, Patrick und Ylli für das Korrekturlesen und Motivieren im Laufe des Schreibens.

Inhaltsverzeichnis

1.	Einleitung und Motivation.....	1
2.	Technische und rechtliche Grundlagen zu Power-to-Gas	2
2.1	Elektrolyse	5
2.1.1	Alkalische Elektrolyse	5
2.1.2	PEM Elektrolyse.....	7
2.2	Methanisierung	9
2.2.1	Reaktordesign	10
2.2.2	Katalysator.....	13
3.	Ausgangslage.....	18
3.1	Jahresgänge	22
4.	PtG-Szenarien mit unterschiedlichen Energieversorgungen.....	25
4.1	Solar.....	27
4.2	Wind	33
4.3	Wind/Solar.....	37
4.4	Speicher	43
4.5	Vergleich der PtG-Szenarien	48
5.	Fazit und Ausblick.....	50
6.	Verzeichnisse.....	52
6.1	Literaturangaben.....	52
6.2	Abbildungsverzeichnis	54
6.3	Tabellenverzeichnis	56
6.4	Abkürzungsverzeichnis.....	57
6.5	Formelzeichenliste und Indizes	58
7.	Anhang	i

1. Einleitung und Motivation

Der Anteil der erneuerbaren Energien an der Nettostromerzeugung in Deutschland lag im Jahr 2016 bei 33,9 % [1]. Dieser Anteil soll sukzessiv bis zum Jahr 2050 auf mindestens 80 % ansteigen [2]. Hieraus ergibt sich die Problematik, dass die bisherige, konventionelle Stromerzeugung durch eine fluktuierende, witterungsbedingte Stromerzeugung ersetzt wird. Zusätzlich zur relativ schlechten Vorhersehbarkeit im Vergleich zur konventionellen Energieerzeugung ergibt sich ein erhöhter Bedarf an Netzkapazitäten durch den Ausbau an erneuerbaren Energien in Deutschland. Speziell in Nord-Süd-Richtung ist dieser Netzausbaubedarf aufgrund des Ausbaus der Offshore-Windenergie und des daraus resultierenden regionalen Überangebots im Norden hoch. Da das deutsche Stromnetz bereits jetzt an seine Grenzen stößt und der benötigte Ausbau aufgrund politischer und rechtlicher Differenzen in absehbarer Zeit nicht zu erwarten ist, werden Energiespeicher als alternative Technologie interessant [3].

Power-to-Gas kann hierbei als Schlüsseltechnologie für den Umbau der Energieerzeugung aus hauptsächlich fossilen Brennstoffen hin zu erneuerbaren Energien eine Rolle spielen. Zum einen kann überschüssiger Strom, insbesondere aus Solar- und Windenergie, in Wasserstoff und Methan umgewandelt werden. Das Stromnetz wird hierbei entlastet und die Anlagen müssen im Idealfall nicht reguliert werden. Zum anderen kann das produzierte Methan, so wie anteilig auch der Wasserstoff, in das bestehende Erdgasnetz eingespeist und für die Rückverstromung genutzt werden. Um die Effizienz und die Wirtschaftlichkeit zu steigern, müssen Anlagenkonzepte untersucht und verbessert werden. Thema dieser Arbeit ist es, einen Industriepark mit einer Anschlussleistung von 1 MW mithilfe von einem möglichst hohen Anteil erneuerbarer Energien zu versorgen. Der nicht verwendete Überschussstrom soll über den Zwischenschritt der Elektrolyse in einem Methanisierer zu Methan umgewandelt werden. Ziel ist es, die ideale Konstellation aus Wind- und Solarenergie zu ermitteln um eine hohe Auslastung für die Elektrolyse und den Methanisierer zu erreichen. Dabei soll so wenig Energie wie möglich für die Energieversorgung des Industrieparks importiert und möglichst eine positive Energiebilanz durch die Rückverstromung des erzeugten Methans erwirkt werden. In einem weiteren Szenario soll die Methanproduktion durch Hinzufügen eines Wasserstoffspeichers erhöht werden. Die Simulation wird mit dem Programm Aspen Dynamics vollzogen.

2. Technische und rechtliche Grundlagen zu Power-to-Gas

In diesem Kapitel werden die technischen Grundlagen der Elektrolyse und der Methanisierung dargestellt. In Abschnitt 2.1 soll die allgemeine Funktionsweise der Elektrolyse beschrieben werden, um in den Unterkapiteln 2.1.1 und 2.1.2 die gängigen Technologien für Power-to-Gas Systeme zu erläutern und zu vergleichen. In Kapitel 2.2 wird der Stand der Wissenschaft und Technik der Methanisierung geschildert.

Das Konzept Power-to-Gas (PtG) umfasst die Erzeugung und Speicherung von Wasserstoff oder Methan aus möglichst regenerativen Stromquellen und die anschließend vielfältige Nutzung zur Strom- und Wärmeerzeugung, aber auch zur stofflichen Nutzung oder im Verkehrssektor. Abbildung 1 gibt eine Übersicht zur schematischen Darstellung von Power-to-Gas Systemen. Strom aus erneuerbaren Energien (EE) wird in einen Elektrolyseur zu Wasserstoff umgewandelt. Der Wasserstoff kann bis zu 5 Vol.-% [4, 5] direkt in das Erdgasnetz gespeist, stofflich genutzt, oder für den Mobilitätssektor bereit gestellt werden. Die Speicherung von Wasserstoff im großen Stil gestaltet sich jedoch schwierig, da der Wasserstoff eine relativ geringe Dichte aufweist und mit hohem apparativen Aufwand auf hohe Drücke verdichtet (200 bis 900 bar, in der Fahrzeugtechnik 700 bar) oder verflüssigt werden muss, so dass sich die Methanisierung als weiterer Nutzungspfad anbietet [6]. Der erzeugte Wasserstoff (H_2) wird mit Kohlenstoffdioxid (CO_2) in einem Methanisierer zu Methan (CH_4) umgewandelt, welches dann ebenfalls ins Gasnetz gespeist werden kann. Die bei der Methanisierung anfallende Prozesswärme kann ebenfalls genutzt werden [7].

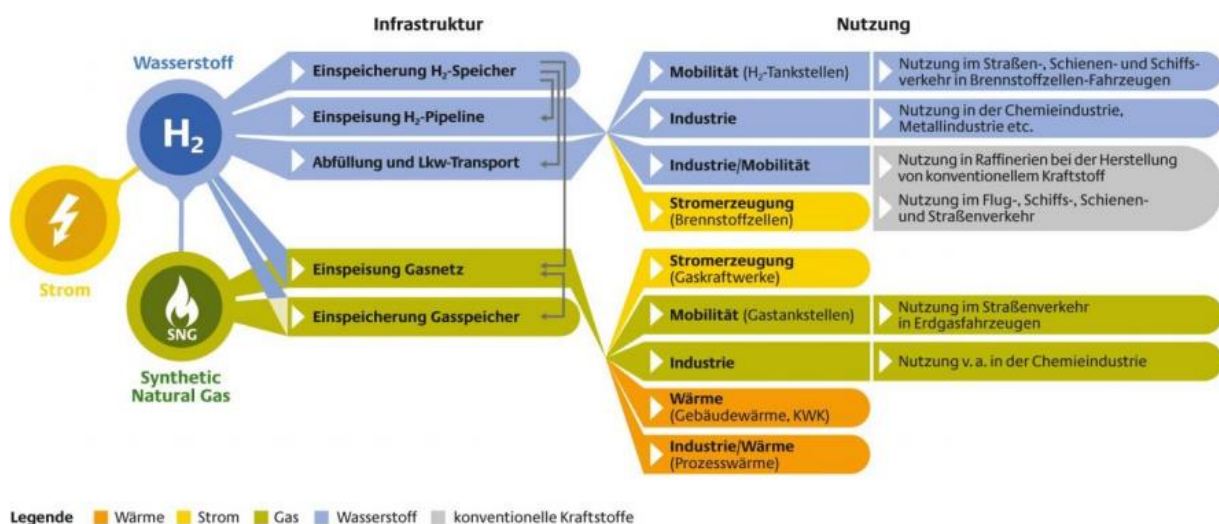


Abbildung 1: Schematische Darstellung von Power-to-Gas Systemen mit anschließenden Nutzungspfad. [8]

Das deutsche Erdgasnetz hat verglichen mit anderen Energiespeichern mit knapp 240 TWh, bezogen auf den unteren Heizwert von Methan, die höchste Speicherkapazität. (vgl. Abbildung 2) Die gesamte in Deutschland vorhandene Speicherkapazität von Pumpspeicherwerken weist dagegen nur circa 40 GWh auf. Ein weiterer Vorteil des Erdgasnetzes ist die mit über 500.000 km weit vernetzte Infrastruktur.

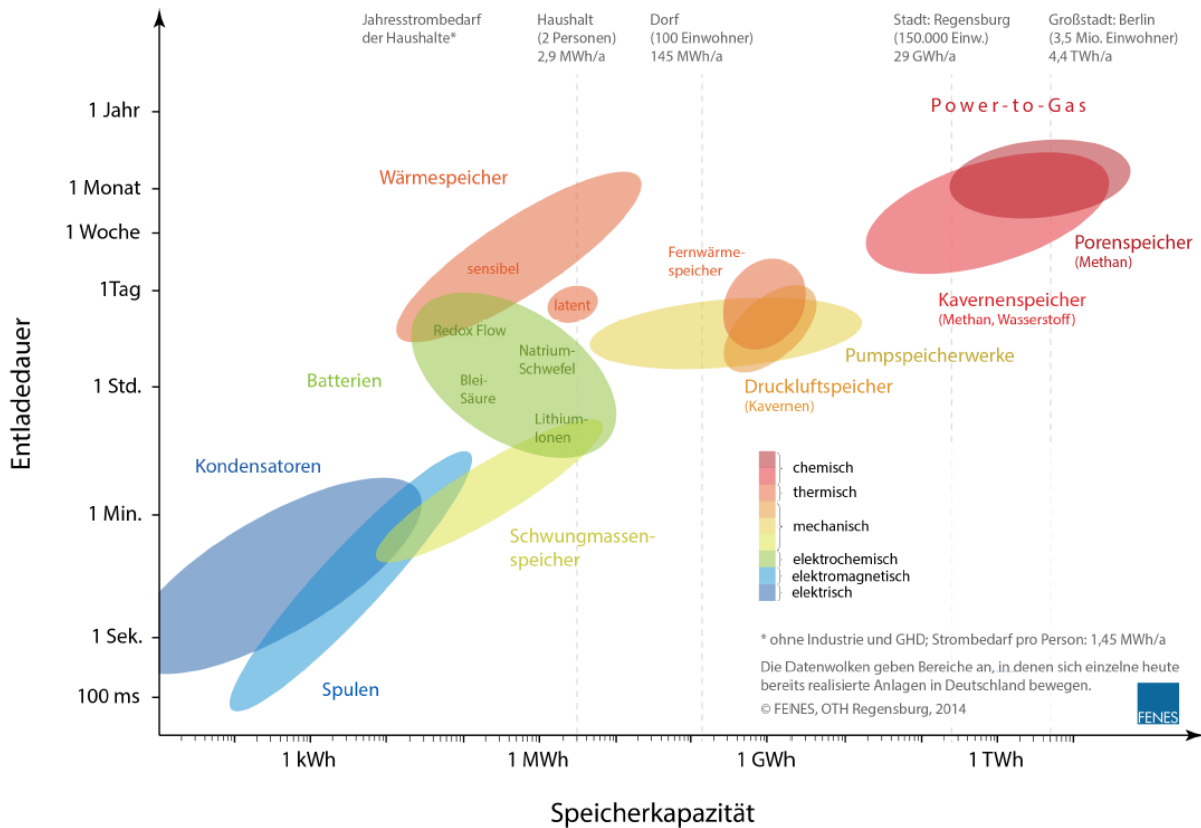


Abbildung 2: Speicherkapazitäten und Entladedauern verschiedener Energiespeichersysteme [7]

Dies ermöglicht auch eine deutliche Entlastung des strapazierten Stromnetzes, da PtG-Anlagen direkt in die Peripherie von großen Stromerzeugern, wie Wind- oder Solarparks, gebaut werden und überschüssigen Strom abnehmen können. Dadurch kann die Auslastung für die Stromerzeuger erhöht werden, da diese nicht reguliert werden müssen [3, 7].

Für die Einspeisung des produzierten Methans in das Erdgasnetz gelten die gleichen Regularien wie für fossiles Erdgas oder Biogas. Das deutsche Erdgasnetz ist in zwei Förderqualitäten aufgeteilt. Das L-Gas-Netz („Low calorific gas“ = niedriger Brennwert), das aus deutschen und niederländischen Quellen gespeist wird und vorwiegend die Regionen im Nordwesten Deutschlands umfasst und das H-Gas-Netz („High calorific gas“ = hoher Brennwert), welches aus Norwegen, Russland und Großbritannien gefördert wird und sich über den Rest des Landes erstreckt. Dies bedeutet, dass neben der Gaszusammensetzung unter anderem auch Grenzwerte

für den Brennwert und die relative Dichte eingehalten werden müssen. In Tabelle 1 sind ausgewählte Daten aufgelistet. Der Wobbe-Index ist ein Maß, das die Wärmebelastung unterschiedlich zusammengesetzter Gase am Brenner vergleichbar macht. Der Brennwert gibt die bei vollständiger Verbrennung freiwerdende Wärmemenge an, ohne die anschließende Wärmenutzung aus der Kondensation des Produktgases [4].

Tabelle 1: Ausgewählte Grenzwerte für das L- und H-Gas-Netz [4, 5]

Bezeichnung	Formelzeichen	Einheit	L-Gas	H-Gas
Wobbe-Index	W_s	kWh/m ³	12,4 +0,6/-1,4	15,0 +0,7/-1,4
Brennwert	H_s	kWh/m ³		8,4 – 13,1
Relative Dichte	d_n	%		0,55 – 0,75
Methananteil	x_{CH_4}	Mol-%	≥ 90	≥ 95
Wasserstoffanteil	x_{H_2}	Mol-%		≥ 5
Wassergehalt		mg/m ³		200 bei ≤ 10 bar 50 bei > 10 bar

Aufgrund von rückgehenden Fördermengen im L-Gas-Netz wurde von der Bundesnetzagentur beschlossen, das Erdgasnetz bis 2029 bundesweit auf H-Gas-Qualität umzurüsten. Es empfiehlt sich daher, perspektivisch die Einspeiserestriktionen des H-Gas-Netz zu befolgen. Die mögliche Einspeisung von Wasserstoff in das Erdgasnetz richtet sich nach dem niedrigsten Grenzwert der angeschlossenen Abnehmer im betreffendem Netzabschnitt, neueren Auffassungen zu Folge kann das Gasnetz einen Wasserstoffanteil von 10-15 Vol-% verkraften. Weitere Probleme ergeben sich dadurch, dass nicht geregelt ist, welche Anlage in einem Netzabschnitt vorrangig einspeisen darf. So kann es zu der Problemstellung kommen, dass eine PtG-Anlage, die in Flussrichtung hinter einer anderen PtG-Anlage liegt, kein Wasserstoff einspeisen darf, weil die Grenzwerte durch die erste PtG-Anlage schon erreicht wurden [4, 9, 10].

Seit dem 26.07.2011 gelten SNG (Synthetic Natural Gas) und Wasserstoff aus PtG-Anlagen mit dem Gesetz zur Neuregelung energiewirtschaftlicher Vorschriften als Biogas:

„Wasserstoff, der durch Wasserelektrolyse erzeugt worden ist, und synthetisch erzeugtes Methan, wenn der zur Elektrolyse eingesetzte Strom und das zur Methanisierung eingesetzte CO₂ oder Kohlenmonoxid jeweils nachweislich weit überwiegend aus erneuerbaren Energiequellen [...] stammen“ § 3 Nummer 10c des EnWG

Weit überwiegend bedeutet ein Anteil von mindestens 80% erneuerbare Energiequellen. Daraus ergeben sich folgende Vorteile:

- Entfallen der Netzentgelte über einen Zeitraum von 20 Jahren
- Erlassen der Stromsteuer für Strom, der für die Elektrolyse genutzt wird

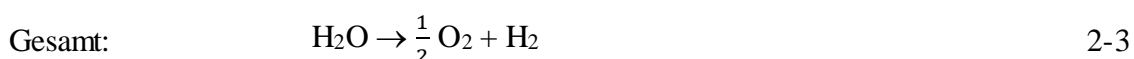
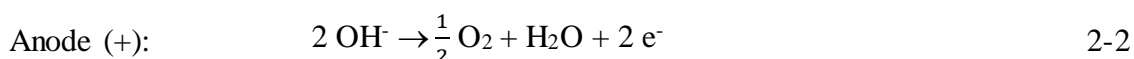
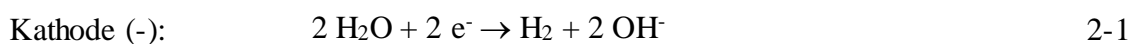
Eine Befreiung des KWK-Aufschlags, Konzessionsabgaben oder Sonderrechte für die Teilnahme an Regelenergiemärkten sind jedoch nicht vorgesehen [10].

2.1 Elektrolyse

Die Wasserelektrolyse ist die erste Komponente der Methanisierung. Sie ist dafür verantwortlich die elektrisch gespeicherte Energie in chemische Energie in Form von Wasserstoff umzuwandeln. Die Elektrolyse ist als Vorstufe für die Methanisierung zur Speicherung von Überschussstrom aus vornehmlich erneuerbaren Energien unerlässlich. Im Folgenden werden das Grundprinzip der Elektrolyse erläutert und die aktuell genutzten Elektrolysemethoden dargestellt und verglichen.

2.1.1 Alkalische Elektrolyse

Die alkalische Elektrolyse (AEL) ist aktuell die kommerziell meistgenutzte Form der Wasserelektrolyse, da sie technisch erprobt und ausgereift ist. Die technische Bandbreite reicht von Kleinanlagen im Kilowattbereich bis zu großen Anlagen mit mehreren Megawatt Anschlussleistung. Dabei können Betriebstemperaturen von 40 bis 240 °C und Drücke von 1 bis zu 150 bar erreicht werden. Das Grundprinzip ist dabei immer die Spaltung von Wasser mittels Gleichstrom zu Wasserstoff und Sauerstoff (2-3).



In Abbildung 3 ist der prinzipielle Aufbau der AEL dargestellt. Das Wasser, welches vorher demineralisiert wird, wird auf der Kathodenseite (blau) zugeführt. Zur Erhöhung der Leitfähigkeit wird dem Wasser Kalilauge (KOH) hinzugefügt, die höchste Leitfähigkeit wird, je nach Temperaturbereich, zwischen 30 und 32,5 Gewichtsprozent erreicht. Die Reaktionen finden unmittelbar an der Elektrodenoberfläche statt. Bei der Kathodenreaktion (2-1) wird durch das Anlegen von Gleichstrom Wasser zu Wasserstoff und Hydroxidionen (OH^-) gespalten. Durch das Spannungsgefälle diffundieren die OH^- -Ionen durch das sogenannte Diaphragma (gelb), eine semipermeable Schicht, die selektiv für OH^- -Ionen ist. Auf der Anodenseite (rot) reagieren die OH^- -Ionen mittels Abgabe zweier Elektronen (e^-) zu Sauerstoff und Wasser (2-2) [11].

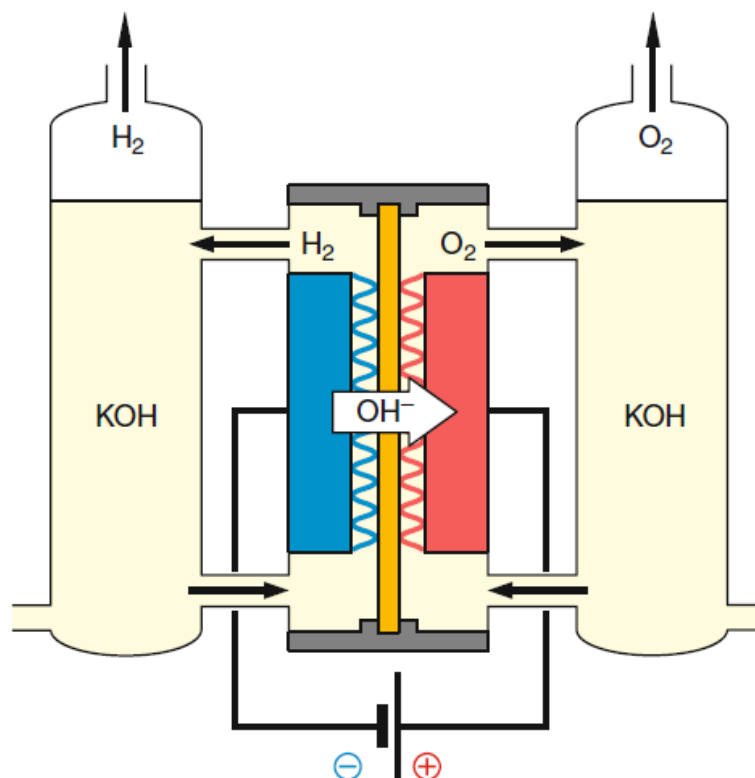
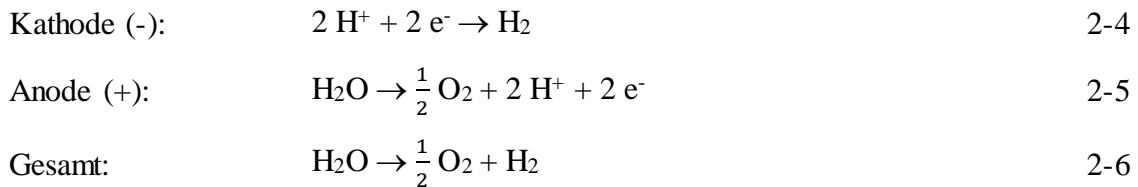


Abbildung 3: Grundprinzip der Alkalischen Elektrolyse mit mobilem Elektrolyt (KOH), OH^- fungiert als Ladungsträger [11]

Theoretisch können alkalische Elektrolyseure direkt auf Laständerungen reagieren. Praktisch ergeben sich durch die Gasaufbereitung und andere Komponenten (z.B. Temperierung des Elektrolyten) allerdings Verzögerungen. Erzeugungsraten von 10 bis 500 m^3/h bei einem Systemenergieverbrauch von 4,5 bis 7,0 kWh/Nm^3 ist Stand der Technik. Im Vergleich zur PEM Elektrolyse (Proton Exchange Membrane) benötigt die AEL deutlich mehr Raum. Der bisher größte kommerziell vertriebene Stack von Lurgi, mit einem Wasserstoffvolumenstrom von 760 m^3/h , hat eine Länge von 12 m und eine Masse von 96t. Vergleichbare PEM-Elektrolyseure wären voraussichtlich deutlich kleiner [11].

2.1.2 PEM Elektrolyse

Die PEM Elektrolyse ist ein vielversprechendes Elektrolyseverfahren zur Herstellung von Wasserstoff aus erneuerbaren Energien. Das Grundprinzip der AEL, Wasser mittels Gleichstrom zu Wasserstoff und Sauerstoff zu spalten (2-6), ist auch auf die PEM Elektrolyse übertragbar, allerdings ergeben sich feine Unterschiede, die nachfolgend erläutert werden.



Im Gegensatz zur AEL wird die Wassereinspeisung üblicherweise auf der Anodenseite zugeführt (Abbildung 4, Rot). Durch anlegen von Gleichspannung spaltet sich das Wasser unmittelbar auf der Anodenoberfläche zu Sauerstoff und zwei Protonen (H^+), dabei werden außerdem zwei e^- frei, wodurch ein Spannungsgefälle entsteht. (2-5) Der polymere Festelektrolyt (gelb) übernimmt dabei die Aufgaben des Diaphragmas und des Elektrolyts. Dieser trennt die Reaktionsgase und wirkt als Katalysator und ist für den Ladungstransport verantwortlich. Die Membran muss dabei immer feucht bleiben, da sonst Gaspermeation auftritt.

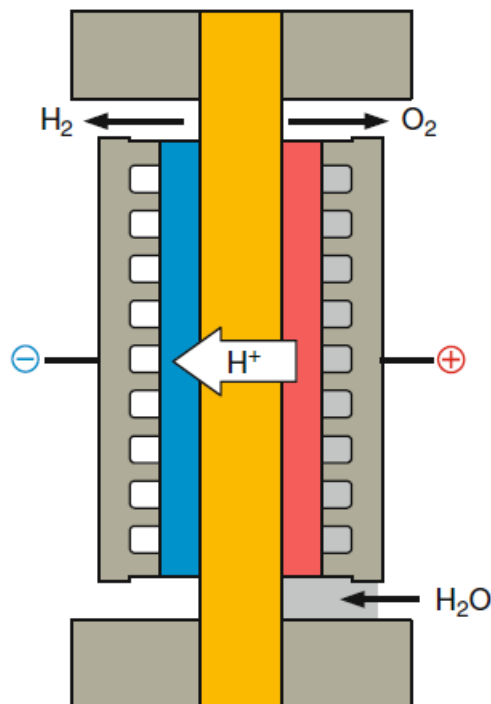


Abbildung 4: Grundprinzip der PEM-Elektrolyse mit H^+ als Ladungsträger [11]

Bei der PEM-EL sind Protonen die Ladungsträger, welche durch die Membran diffundieren und an der Kathodenoberfläche (Blau) mit den freiwerdenden Elektronen an der Anodenseite zu Wasserstoff reagieren. (2-4) Neben den bereits erwähnten Raumnutzungsvorteilen erreicht die PEM Elektrolyse durch die bessere Kinetik vier bis zehnfach höhere Zellspannungen als die AEL. Die Großtechnische Anwendung der PEM Elektrolyse befindet sich noch im Stand der Forschung. Daher ist sie momentan deutlich teurer als vergleichbare alkalische Elektrolyseure. Durch die Hochskalierung der Anlagen und Massenproduktion versprechen sich die Forscher allerdings eine deutliche Kostenverringerung. Auch die Lebensdauer mit ein bis zehn Jahren ist im Vergleich deutlich geringer (AEL mit bis zu 30 Jahren). Das Teillastverhalten, so wie das An- und Abfahrverhalten ist dagegen flexibler und dynamischer. In Tabelle 2 wird ein Überblick zu ausgewählten Kennwerten der beiden Elektrolyseverfahren gegeben [11].

Tabelle 2: Vergleich ausgesuchter Werte für die AEL und die PEM-EL nach dem Stand der Technik [11]

Bezeichnung	Einheit	AEL	PEM-EL
Zelltemperatur	°C	40 - 240	20 - 100
H₂-seitiger Zelldruck	bar	≤ 30	≤ 50 (teilweise bis 350)
Stromdichte	A/cm ²	0,2 - 0,5	0,5 - 3,0
Energieverbrauch			
• Stack	kWh/m ³	4,2 - 5,9	4,2 - 5,6
• System	kWh/m ³	4,5 - 7,0	4,5 - 7,5
Unterer Teillastbereich	%	12 - 40	0 - 10
H₂-Volumenstrom	Nm ³ /h	< 760	≤ 240
H₂-Reinheit	%	99,8	99,99
Lebensdauer (Stack)	h	< 90000	20000
Dynamisches Verhalten	s	< 1	<< 1
Vorteile		- Preiswert - Ausgereift - robustes Diaphragma - langzeitstabil - ohne Edelmetallkatalyse	- Kompakt - Effizient - hohe Stromdichte - Teil- und Überlastfähig - schnelle Systemantwort
Nachteile		- Korrosiv - Gasreinigung	- Teure PEM-Folien und Konstruktionsmetalle

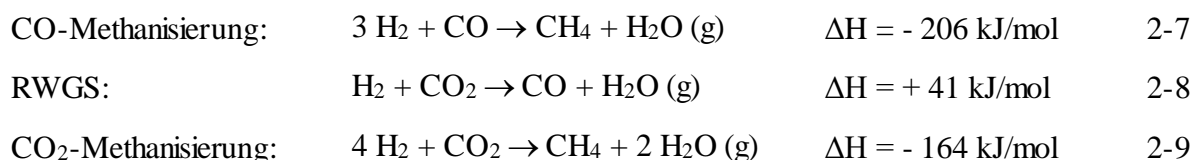
2.2 Methanisierung

Die Methanisierung ist der Folgeschritt der Wasserelektrolyse, in dem der zuvor produzierte Wasserstoff unter Hinzugabe von, möglichst regenerativ erzeugten, Kohlenstoffdioxid zu Methan synthetisiert wird. Das erzeugte Methan, in der Literatur oft SNG (Synthetic Natural Gas) bezeichnet, kann unter den in Kapitel 1 erwähnten technischen Restriktionen eingespeist, als Kraftstoff oder stofflich genutzt werden.

In diesem Kapitel werden kurz die Motivation und Geschichte hinter der Methanisierung resümiert und die Funktionsweise eines Methanisierers dargestellt. Anschließend soll der Stand der Forschung und Wissenschaft erläutert werden.

Erste Versuche zur Erzeugung von Methan aus Wasserstoff und Kohlenstoff wurden in den Anfängen des 20. Jahrhunderts publiziert. Die katalytische Methanisierung wurde erstmals 1902 von Sabatier und Senderens beschrieben, weswegen der Prozess auch als Sabatier-Prozess bezeichnet wird. Die kommerzielle Nutzung begann allerdings erst in den 60er bis 70er Jahren, da der Wunsch nach Unabhängigkeit von anderen Ländern aufgrund der politischen Lage stieg. Neben der in dieser Bachelorarbeit betrachteten Methodik, das SNG aus regenerativen Biomassequellen zu erzeugen, wurde auch die Erzeugung aus Kohle in Betracht gezogen [12]. Die katalytische Methanisierung von nicht regenerativen Kohlenstoff wird aufgrund des sogenannten „Greenwashings“, der Imageverbesserung von z.B. Kohlekraftwerken durch die vermeintliche Einsparung von CO₂-Emissionen, von der Bundesregierung nicht weiter gefördert. Daher konzentriert sich die Betrachtung der Methanisierung im weiteren Verlauf des Kapitels 2.2 auf die Erzeugung von SNG aus regenerativen CO₂-Quellen [10].

Die Reaktionsgleichung der CO₂-Methanisierung (2-9) basiert auf der CO-Methanisierung (2-7), welche bei der Produktion von SNG aus Kohle verwendet wird, in Kombination mit der reverse water-gas shift reaction (RWGS, 2-8).



Der Sabatier-Prozess ist eine stark exotherme Reaktion, bei der pro Kubikmeter erzeugte m Methan eine Wärmemenge von 1,8 kWh frei wird. Neben des exothermen Charakters wirkt die Reaktion mit einer Differenz von 40 % stark volumenverringern. Dadurch ist das Gleichgewicht der Reaktion durch Regulierung von Druck und Temperatur zugunsten von Methan beeinflussbar (vgl. Abbildung 5), in dem bevorzugt hohe Drücke und niedrige Temperaturen im Reaktor forciert werden [12, 13].

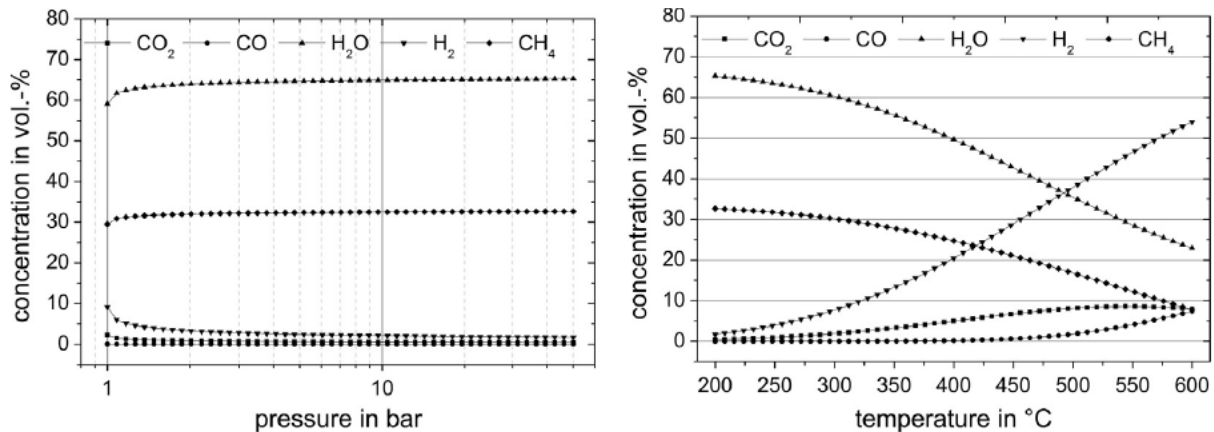


Abbildung 5: Abhängigkeit der Gaszusammensetzung der CO₂-Methanisierung von Druck (links, bei 300 °C) und Temperatur (Rechts, bei 1 bar) bei einer stöchiometrischen Eduktgaszusammensetzung von 4:1 [13]

In Abbildung 5 ist eine Parameterstudie aufgeführt, bei der auf der Ordinate jeweils die Produktgaszusammensetzung in Volumenprozent und auf der Abszisse die variable Größe (links Druck, rechts Temperatur) dargestellt sind. Während die Regulierung des Drucks eine relativ geringe Auswirkung auf die Produktgaszusammensetzung hat, eine Veränderung von 1 auf 10 bar ergibt eine höhere Methanausbeute von ungefähr 4 vol.-%, ergeben sich erhebliche Unterschiede bei der Temperaturregulierung. Im angegebenen Bereich der Parameterstudie von 200 bis 600 °C ist eine Veränderung der Methankonzentration von über 20 vol.-% dargestellt. Allerdings sind durch die Auswahl des Katalysators Grenzen zu beachten, die im Unterkapitel Katalysator aufgeführt werden.

2.2.1 Reaktordesign

Aktuell können die Ausführungen der jeweiligen Methanisierer in drei Kategorien zusammengefasst werden:

- Festbettreaktoren
- Wirbelschichtreaktoren
- Dreiphasenreaktoren

Die Festbettreaktion ist von den drei Verfahren das Ausgereifteste, da das Reaktordesign größtenteils aus der CO-Methanisierung übernommen werden konnte. Die Wirbelschicht- und Dreiphasenreaktoren versprechen allerdings ein besseres Wärmeübertragungsverhalten, welche im Umkehrschluss zu besseren Konversionsraten führen. In diesem Abschnitt werden die drei Verfahren erklärt und verglichen.

Festbettreaktoren zeichnen sich durch den einfachen und dadurch kostengünstigen Aufbau aus. In der Regel werden sie als Rohr(bündel)-Reaktoren mit fester Katalysatorschüttung ausgeführt, wodurch der Austausch des Katalysators bei abgelaufener Lebensdauer erleichtert wird und größere Ausfallzeiten im Betrieb vermieden werden. Durch das relativ simple Design ergeben sich allerdings in der Prozessführung Schwierigkeiten bei der Wärmeabfuhr der stark exothermen Reaktion. Es entstehen Hotspots im Reaktor, die zu einer Überhitzung im Material erzeugen und zum anderen die Desaktivierung des Katalysators vorantreiben. Zur Verbesserung der Wärmeabfuhr werden mehrere adiabate Festbettreaktoren hintereinander verschaltet, welche jeweils eine niedrigere Konversionsrate haben. Als weitere Maßnahmen werden die Zwischenkühlung zwischen den Reaktorstufen und die Produktgasrückführung angewandt. Besonders letztere Maßnahme erweist sich als effektiv, da der Anteil an Reaktanten im Eduktgas kleiner und die Wärmekapazität durch das Einbringen von Wasserdampf größer wird. Nicht reagierende Edukte im Produktgas können außerdem zur Reaktion gebracht werden, um die Konversionsrate zu steigern. Durch die Erweiterung der Anlage steigen allerdings die Fixkosten, da Kompressoren und Pumpen für den Recyclestrom und den Wärmeaustausch bereitgestellt werden müssen. Ein Vorteil ist, dass der anfallende Dampf zum Beispiel für die Stromerzeugung bereitgestellt werden kann. Der Großteil der Forschung konzentriert sich auf die Temperaturkontrolle und die Reduktion der Fixkosten, sowie auf die Prozessflexibilität und das dynamische Verhalten. Kommerzielle Anlagenkonzepte sind zum Beispiel von Lurgi und Haldor Topsøe (TREMP-Verfahren) erhältlich.

Eine komplexere Ausführung der Festbettreaktoren bilden die Strukturierten Reaktoren, welche durch das höhere Oberfläche-Volumen-Verhältnis über ein besseres Wärmeübertragungsverhalten verfügen und kleinere Druckverluste aufweisen als konventionelle Festbettreaktoren. Durch die erheblich kompliziertere Bauweise ergeben sich allerdings höhere Fixkosten und größere Ausfallzeiten durch den erschwerten Austausch des Katalysators bei Desaktivierung [12 bis 14].

Wirbelschichtreaktoren zeichnen sich durch weitgehend isotherme Reaktionsbedingungen aus, da die Reaktion gleichmäßig im gesamten Reaktorraum stattfindet und somit eine effektive Wärmeübertragung ohne Hotspots gewährleistet wird. Durch die gute Wärmeübertragung können selbst bei einem Reaktor hohe Konversionsraten erreicht werden. Nachteilig wirken sich der erhöhte Katalysator- und Reaktorverschleiß durch erhöhte Reibung auf die Lebensdauer aus. Die Forschung fokussiert sich hierbei auf die Weiterentwicklung mechanisch stabilerer Katalysatoren. Eine 1 MW Anlage, nach dem Vorbild des Comflux-Prozesses, wird in Güssing, Österreich vom Paul-Scherrer-Institut betrieben [12 bis 14].

Dreiphasenreaktoren sind ähnlich wie Wirbelschichtreaktoren aufgebaut, allerdings ist der Reaktorraum mit einer Flüssigkeit, meist Mineralöl, gefüllt. Die entstehende Reaktionswärme wird durch Umpumpen der Flüssigkeit in einem Wärmetauscher abgeführt. Durch die Flüssigkeit ist der in Wirbelschichtreaktoren nachteilige Verschleiß des Katalysators reduziert. Allerdings ist der Stofftransport vom Reaktionsgas zum Katalysator limitiert. Vorteilhaft ist das gute Wärmespeichervermögen des Mineralöls, dass das benötigte Anheizen bei Lastwechseln minimiert [14].

Es wird deutlich, dass gegenwertig nur die Festbettverfahren aufgrund der Erfahrungen der Kohlevergasung zum Stand der Technik gezählt werden können. Die Wirbelschichtverfahren werden allerdings besonders im Zusammenhang mit dem dynamischen Verhalten der EE interessant. In Tabelle 3 sind die Vor- und Nachteile der Konzepte zusammengefasst dargestellt.

Tabelle 3: Vor- und Nachteile der drei Hauptreaktorkonzepte für die CO₂-Methanisierung [14]

	Festbett (adiabat)	Wirbelschicht	Dreiphasen
Vorteile	- Hohe Reaktionsgeschwindigkeit	- Gute Wärmeabfuhr	- Einfache Wärmeabfuhr
	- Geringe mechanische Belastung des Katalysators	- Moderate Temperaturgradienten	- Isotherm
	- Weiter Betriebsbereich (T,p)	- Guter Stofftransport	- Gutes Speichervermögen für thermische Energie
	- Einfache Katalysatorhandhabung	- Nur 1 Reaktor notwendig	- Nur 1 Reaktor notwendig
	- Einfache Auslegung und Hochskalierung	- Katalysatoraus-tausch im Betrieb möglich	- Katalysatoraus-tausch im Betrieb möglich
Nachteile	- Hohe thermische Belastung des Katalysators	- Hohe mechanische Belastung des Katalysators	- Flüssigseitige Stofftransportlimitierung
	- Viele Apparate und Maschinen	- Katalysatoraus-trag	- Verdampfen/Zersetzen der Flüssigkeit
	- Verdünnung der Eduktgase	- Blasenbildung	- Rückvermischung
	- Katalysatoraus-tausch nur im Stillstand möglich	- Dynamischer Betrieb nur begrenzt möglich (Fluidisierungs-, Austragspunkt)	
	- Stofftransportlimitierung durch große Katalysatorpartikel		

2.2.2 Katalysator

Als Katalysator für die Methanisierung eignen sich grundsätzlich alle Metalle der achten Nebengruppe des Periodensystems. Ruthenium weist dabei die höchste Aktivität auf, während Palladium die höchste Selektivität auszeichnet. Katalysatoren auf Nickelbasis werden jedoch aufgrund der niedrigeren Kosten (auf die Masse bezogen war der Preis für Ruthenium im Jahr 2015 120-mal höher als der von Nickel) und der hohen Verfügbarkeit den anderen Metallen vorgezogen. Neben dem eigentlich katalytisch wirkenden Metall werden dem Katalysator weitere Bestandteile hinzugefügt. Als so genannte Supports gelten Metalloxide mit einer großen

Oberfläche, wie Al_2O_3 , SiO_2 oder TiO_2 . Sie werden als Trägermaterial eingesetzt um die Aktivität zu steigern. Promoter werden für die Verbesserung von Katalysator-Metalloxidmischungen verwendet. Für den am häufigsten verwendeten $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ Katalysator werden verschiedene Promoter verwendet. MgO und V_2O_3 verbessern zum Beispiel die thermische Stabilität und verringern die Anlagerung von Kohlenstoff bei niedrigen Temperaturen. La_2O_3 erhöht die Streuung von Nickel auf der Al_2O_3 -Oberfläche und optimiert die Aufnahme von H_2 . CeO_2 dotierte Katalysatoren erreichen höhere Lebensdauern als undotierte [12, 13].

Die Lebensdauer spielt neben der Aktivität die wichtigste Rolle bei der Auswahl eines Katalysators. Sie wird durch verschiedene Prozesse beeinflusst:

1. Fouling

Fouling ist die physikalische Ablagerung von Stoffen auf der Oberfläche des Katalysators und die damit einhergehende Verstopfung der Poren. Die aktiven Zentren des Katalysators werden blockiert und mindern sukzessiv die Aktivität. Besonders bei hohen Temperaturen um die $500\text{-}600\text{ °C}$ tritt die Bildung von Koks bei der Zersetzung von Kohlenwasserstoffen auf. Im Gegensatz zu der CO -Methanisierung besteht bei der CO_2 -Methanisierung ein geringeres Risiko der Kohlenstoffablagerung durch die Boudard-Reaktion.

2. Thermische Desaktivierung

Die thermische Desaktivierung wird hauptsächlich durch die Oberflächenverkleinerung beim Sintern des Katalysators bestimmt. Der aktive Teil des Katalysators, z.B. Nickel, ändert dabei lokal seine Kristallstruktur und agglomeriert mit benachbarten Kristallen zu größeren Kristallen. Das Sintern wird vor allem durch die Anwesenheit von Wasserdampf und hohen Temperaturen ab 500 °C begünstigt.

3. Mechanische Beanspruchung

Die mechanische Beanspruchung ist hauptsächlich beim Wirbelschichtverfahren durch Abrieb und Zerkleinerung der Katalysatoroberfläche zu beobachten. Aber auch beim Festbettverfahren können durch häufige An- und Abfahrprozesse Schäden durch thermisch induzierte Spannungen besonders bei Katalysatoren aus verschiedenen zusammengesetzten Materialien entstehen, die zum Abrieb bei Austrag führen.

4. Vergiftung

Die Vergiftung tritt hauptsächlich durch Verunreinigung im Eduktgas auf. Hierbei werden die aktiven Zentren durch starke Chemiesorption blockiert. H₂S ist bei der Verarbeitung von Biogas als Hauptursache zu nennen. Allerdings können auch Chlor, Ammonium, oder alkalische Bestandteile als Gift wirken.

5. Austrag durch Verflüchtigung

Der Austrag durch Vergasung beschreibt die Bildung flüchtiger Verbindungen wie z.B. Sulfide, Oxide und Halogenide mit anschließendem Austrag. Bei Temperaturen unter 200 °C bildet sich Nickeltriacarbonyl, welches den Austrag des Katalysators besonders begünstigt, insbesondere bei einer CO₂-Atmosphäre. Es ist daher ratsam Temperaturen unter 200 °C zu meiden und bei An- und Abfahrprozessen den Reaktionsraum mit Wasserstoff zu spülen [13, 14].

Um die Lebensdauer der Katalysatoren möglichst hoch zu erhalten, ergeben sich aus den genannten Gründen eine untere und eine obere Temperaturgrenze für die CO₂-Methanisierung von 200°C bzw. 500°C. In Deutschland sind derzeit über 20 Power-to-Gas Anlagen in Betrieb (vgl. Abbildung 6) und noch weitere in Planung.

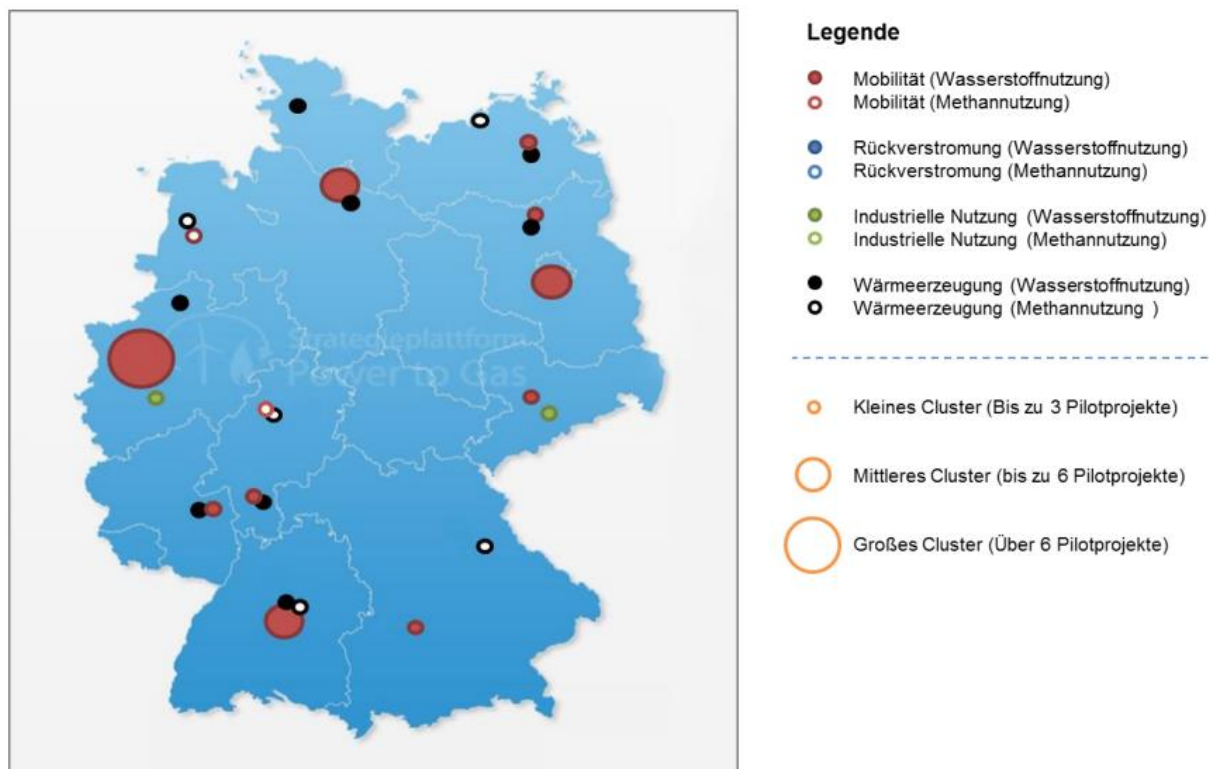


Abbildung 6: Deutschlandkarte mit aktuell betriebenen PtG Projekten, aufgeteilt nach Art (Methanisierung oder Elektrolyse) und Nutzungspfad [8]

Die von Audi betriebene e-gas-Anlage in Werlte ist das wohl bekannteste Power-to-Gas Projekt. Sie ist die erste kommerziell betriebene Methanisierungsanlage. Neben Audi ist das Unternehmen SolarFuel, das Zentrum für Sonnenenergie und Wasserstoff-Forschung, das Fraunhofer Institut für Windenergie und Energiesystemtechnik, so wie die EWE Energie AG beteiligt. Ziel ist es, strombasiertes SNG für nachhaltigen Kraftstoff an Erdgas-tankstellen zu erzeugen. Die Anlage mit einer Anschlussleistung von 6000 kW_{el} speiste Ende 2013 zum ersten Mal SNG in das lokale L-Gas-Netz ein. Im Gegensatz zu dem in Kapitel 3 beschriebenen Reaktor wurde ein Rohrbündelreaktor (siehe Abbildung 7) mit zwei getrennten Salzsammelkühlungen verwendet. Der Reaktor hat keine Produktgasrückführung, das Eduktgas wird zur Temperaturkontrolle gestuft zugegeben.

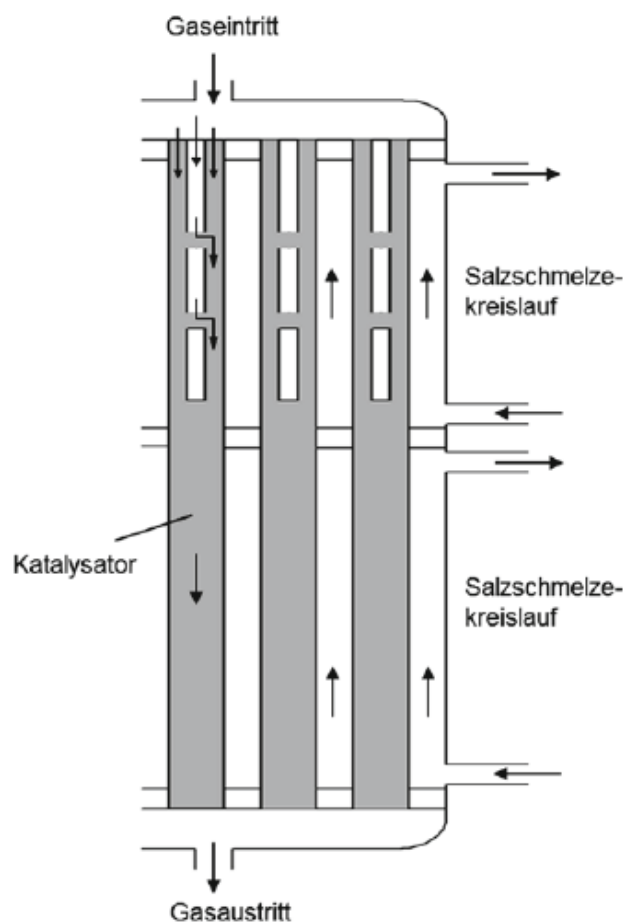


Abbildung 7: Schematischer Aufbau des Reaktors der Audi e-gas-Anlage in Werlte mit zwei getrennten Wärmetausch-kreisläufen im Gegenstrom (Salzschmelze) und dosierter Eduktgaszugabe [15]

Das CO₂ stammt von der Reststoffvergärungsanlage der EWE Energie AG, welches bei der Aminwäsche abgetrennt wird. Bei Vollastbetrieb produzieren die drei AEL-Stacks 1300 m³/h Wasserstoff aus regenerativen Strom produziert von vier offshore Windrädern mit jeweils 3,6 MW Anschlussleistung. Ein 1200 m³ Tank (10 bar) zur Wasserstoffspeicherung erlaubt es, dass

die Anlage bei abgeschalteter Elektrolyse 70% der Vollastleistung über eine Stunde überbrücken kann. Dadurch werden Ab- und Anfahrprozesse reduziert und der Katalysator geschont. Die durch die exotherme Reaktion entstehende Wärme wird für die CO₂-Abtrennung in der benachbarten Biogasanlage ausgekoppelt und genutzt. Der Wärmestrom hat eine Leistung von 400 kW_{th} bei 200 °C. Durch die Auskopplung der Reaktionswärme erhöht sich die Methanausbeute, da bei abgeschalteter Methanisierung die benötigte Wärme für die Aminwäsche mit einem Teil des Produktgases befeuert wird. Zusätzlich wird ein Niedertemperaturwärmestrom von ca. 350 kW_{th} für die Fermenterheizung und Hygienisierung der Biogasanlage geliefert. Auf den Gesamtstromverbrauch bezogen, inklusive der peripheren Stromverbraucher ergibt sich für die Audi e-gas-Anlage ein Nutzungsgrad von ca. 60 % (vgl. Abbildung 8).



Abbildung 8: Diagramm zum Nutzungsgrad der Audi e-ga- Anlage in Werlte [15]

Bei Vollast liegt die SNG-Produktion bei 325 Nm³/h, allerdings wird mit einer Produktion von ca. 1000 t/a gerechnet, da die entscheidende Variable die Vollaststundenzahl des Windparks ist, die etwa bei 4000 h/a liegt. Damit könnten laut Audi 1500 Audi A3 15.000 km/a fahren [15 bis 17].

3. Ausgangslage

Nachdem in Kapitel 2 die zurzeit verfügbaren Reaktordesigns der Methanisierung, so wie die gängigen Elektrolysearten erläutert wurden, wird im Folgenden die für die dynamische Prozesssimulation der CO₂-Methanisierung getroffenen Annahmen dargestellt. Ziel ist es, mit einer regenerativen Energiequelle einen Industriepark mit 1 MW Nennleistung zu speisen und den Überschussstrom für die Methanisierung zu nutzen. Auf die Szenarien wird in Kapitel 4 eingegangen, als regenerative Energiequelle dienen Solar- und Windenergie.

Zur Simulation wurde die Programmfamilie Aspen genutzt, die aus mehreren Unterprogrammen besteht. Aspen Plus ist ein Programm, mit der sich physikalische und chemische Prozesse statisch oder dynamisch simulieren lassen. Über Aspen Plus wird das Fließbild erstellt, indem vorgefertigte Blöcke für z.B. Kompressoren, Reaktoren oder Destillationskolonnen eingefügt und mit Strömen verbunden werden. Diese Ströme und Blöcke werden genauer definiert, in dem zum Beispiel die Stoffzusammensetzung, Temperatur und Druck, so wie Massen- bzw. Molenstrom vorgegeben werden. Für den Reaktor ist es möglich, die Art des Reaktors (z.B. Rohrbündelreaktor), die Größe, der Wärmeaustausch und eine Reaktionskinetik anzugeben. Nach der vollständigen Definition des Prozesses wird das Modell statisch simuliert und anschließend zur dynamischen Simulation in das Programm Aspen Dynamics exportiert. In Aspen Dynamics ist es möglich PID-Regler zur dynamischen Prozesssteuerung einzufügen oder Variablen des Eingangstroms zu verändern (z.B. Temperatur, Massenstrom, Zusammensetzung).

Für die Dimensionierung des Reaktors wurden Daten einer Biogasanlage eines Partners des Fraunhofer IFF genutzt. Ziel ist es, bei Vollastbetrieb das gesamt anfallende CO₂ für die Methanisierung nutzen zu können. Im Jahr 2015 lag der Durchschnitt für das abgetrennte CO₂ bei 574 kg/h. Das ergibt einen Leistungsbedarf von 6,1 MW bei Vollast für die Elektrolyse (Berechnung siehe Anhang). Die Elektrolyse wird in dieser Simulation vereinfacht dargestellt. Es wird mit einem linearen Umrechnungsfaktor für die Wasserstoffproduktion gerechnet. Im Realfall ist das Verhalten eines einzelnen Elektrolysestacks nicht linear. Kombiniert man jedoch mehrere kleine Elektrolysestacks, kann man dieses Verhalten vernachlässigen. Der simulierte Reaktor wird als Rohrbündelreaktor festgelegt mit einer Anzahl von 32 Rohren. Jedes dieser Rohre ist jeweils 2,00 m lang und misst 0,0808 m im Durchmesser, woraus sich ein Reaktorvolumen von 0,328 m³ mit einer Querschnittsfläche von 0,164 m² ergibt. Als Katalysator wurde METH 134 der Firma C&CS gewählt. Der Katalysator ist speziell für die Methanisierung von Kohlenstoffoxiden konzipiert worden. Als Trägermaterial wurde Aluminium verarbeitet (65 wt. %), die eigentlich wirksame Komponente ist Nickel (20 wt. %). Des weiterem wurde zu

einem geringen Anteil Kalziumoxid und Schwefel verwendet. Die Katalysatorkugeln haben einen Durchmesser von 3-6 mm [18].

In Abbildung 9 ist das Fließbild des Reaktors dargestellt. Die Edukte CO_2 und H_2 werden zusammengeführt und bei 10 bar im Vorlauf des Reaktors auf $280\text{ }^\circ\text{C}$ mittels eines Wärmetauschers erhitzt und in den Reaktor geleitet. Der Reaktor wird im Gegenstrom mit Marlotherm gekühlt. Marlotherm ist ein Kühlöl der Firma Sasol, das im verwendeten Temperaturbereich von 250 bis $285\text{ }^\circ\text{C}$ eine spezifische Wärmeleitfähigkeit zwischen 0,095 und $0,101\text{ W}/(\text{m}^*\text{K})$ besitzt. Die spezifische Wärmekapazität in diesem Bereich liegt bei 2,40 bis $2,55\text{ kJ}/(\text{kg}^*\text{K})$ [19]. In Vorversuchen wurde herausgefunden, dass für ein Temperaturmaximum von $500\text{ }^\circ\text{C}$ im Reaktor, welches sich aus den Grenzen für den Katalysator ergibt, ein Kühlmittelmassenstrom von 31.115 kg/h benötigt wird. Das reagierende Produktgas wird im Verhältnis $R = \frac{SNG}{\text{Recyclestrom}} = 1,71$ rückgeführt. Dieser Recyclestrom soll zum einen nicht reagierende Edukte im Produktgas rückführen, um eine möglichst hohe Konversionsrate zu gewährleisten. Zum anderen bewirkt der sich im Produktgas befindliche Wasserdampf eine zusätzliche Temperaturreduzierung im Reaktor, da die Reaktionsgeschwindigkeit verringert und die Wärmekapazität im Gasgemisch erhöht wird, wodurch sich Hotspots im Reaktor reduzieren. Durch die im Recyclestrom enthaltene Wärmeenergie kann die Vorerwärmung der Edukte durch den Wärmetauscher reduziert werden, so dass die Restwärme zum Beispiel für eine Aminwäsche genutzt werden kann. Für den Recyclestrom wird ein weiterer Kompressor benötigt, der die Druckverluste im Laufe des Prozesses ausgleicht. Das Produktgas muss im weiteren Verlauf getrocknet und weiter behandelt werden. Diese Schritte werden jedoch nicht berücksichtigt, um die Stabilität der Simulation zu gewährleisten.

Für die Simulation wurde die Reaktionskinetik von Schlereth [20] implementiert, da im Gegensatz zu anderen Arbeiten zur Methanisierung (Xu/Froment, Kopyscinski, Rönsch) nicht von der CO-Methanisierung, sondern von der CO_2 -Methanisierung ausgegangen wurde. Des Weiteren wird bei der Arbeit von Schlereth, wie bei der Simulation in Kapitel 4, ein Rohrreaktor verwendet. Die Hochskalierung der Ergebnisse auf einen größeren Reaktor durch eine größere Rohrzahl ist hierbei übertragbar. Neben der ähnlichen Reaktorkonfiguration wurde für den Katalysator ein Nickelanteil von 19 wt. % mit Aluminium als Trägermaterial verwendet, welcher in dieser Arbeit benutzten Katalysatorkonfiguration ähnelt. Im Vergleich zu den anderen Kinetiken konnten die Ergebnisse bei stöchiometrischer Eduktzugabe gut reproduziert werden [21].

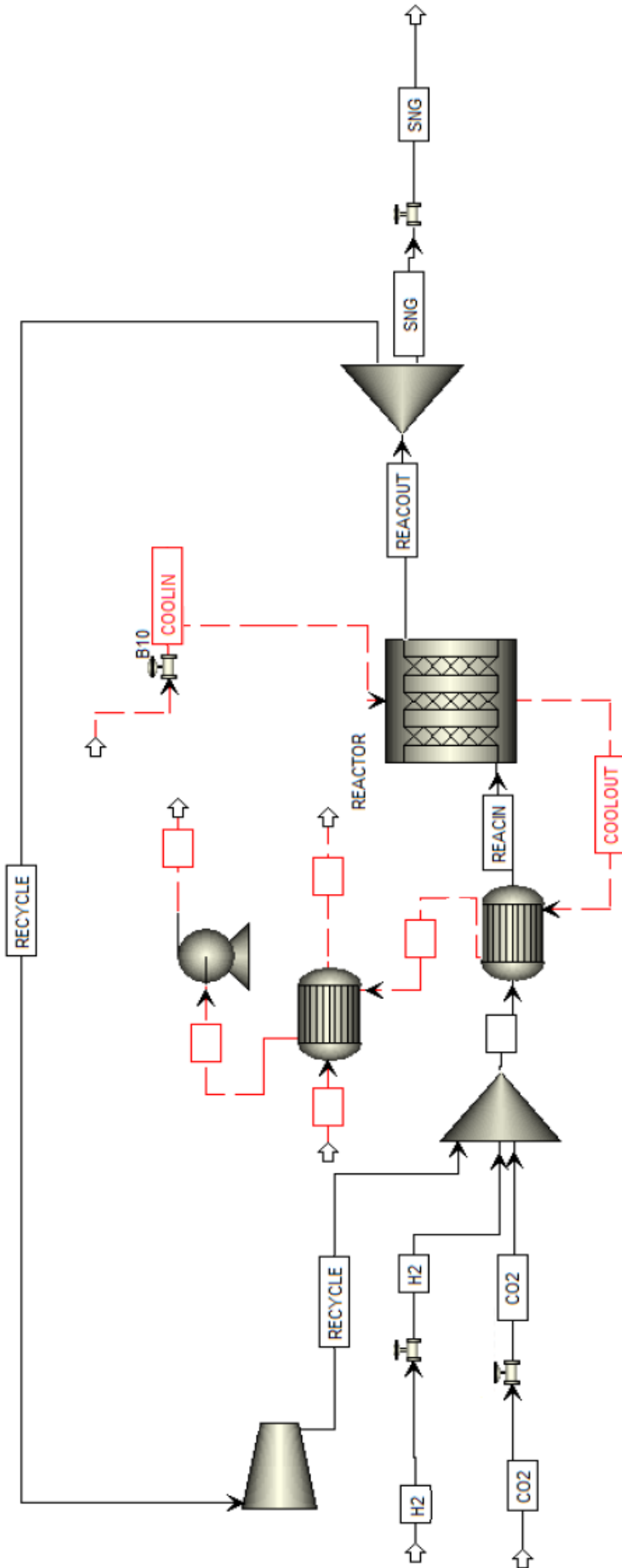


Abbildung 9: Fließbild des in der Simulation verwendeten Reaktors mit Gegenstromkühlung, Recyclestrom und Vorerwärmung des Eduktstroms

In Abbildung 10 ist eine statische Simulation des in dieser Arbeit verwendeten Reaktors dargestellt. Auf der linken Achse ist der Stoffmengenanteil und auf der rechten Achse die Temperatur über die Reaktorlänge mit den erwähnten Parametern aufgetragen. Die dunkelblaue Linie stellt die Temperatur dar. Die Temperatur steigt sprunghaft an, bis das Temperaturmaximum von 500 °C nach ca. 0,17 m erreicht wurde, im weiteren Verlauf sinkt die Temperatur. Das sprunghafte Ansteigen wird durch die stark exotherme Reaktion hervorgerufen. Nach 0,17 m sinkt die Reaktionsgeschwindigkeit, da der Anteil an Wasserdampf steigt, was eine höhere Wärmekapazität und somit eine zusätzliche Wärmeabfuhr zur Folge hat und der Eduktanteil sinkt. Gegen Ende des Reaktors sinkt die Reaktionsgeschwindigkeit, so dass ein längerer Reaktor kaum größere Konversionsraten nach sich ziehen würde. Die durch den Katalysator gesetzten Temperaturgrenzen wurden eingehalten und eine hohe Konversionsrate erzielt.

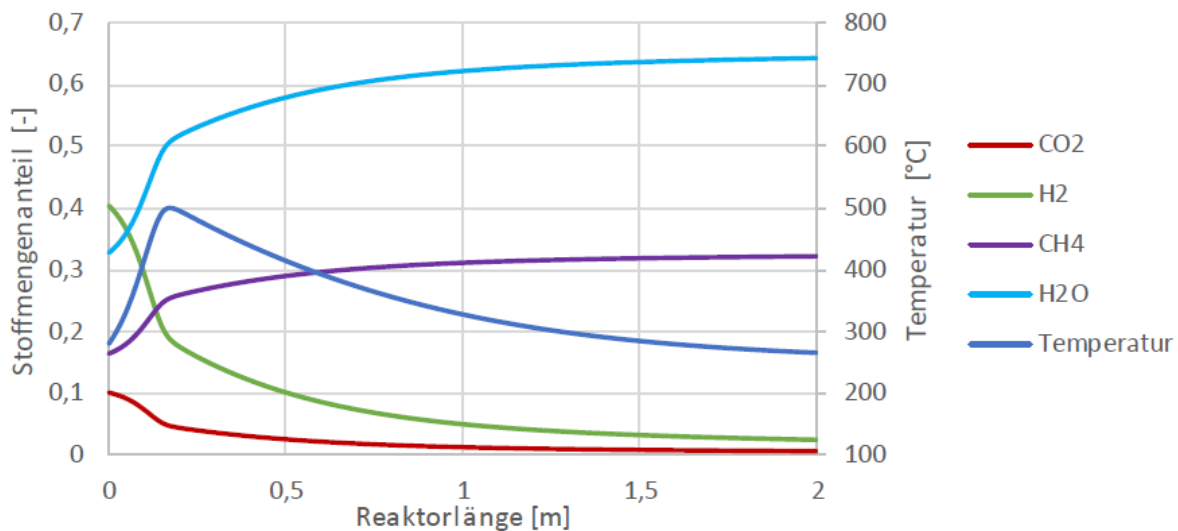


Abbildung 10: Temperatur- und Stoffmengenverlauf über die Reaktorlänge [21]

Die Simulation des Reaktors als Wirbelschicht- oder Dreiphasenreaktor konnte mit Aspen bisher nicht realisiert werden, da die Rechenmodelle nicht ausreichend sind und selbstprogrammierte Blöcke hätten genutzt werden müssen, was sich als äußerst schwierig darstellt. Außerdem ist die Forschung zu den Reaktionskinetiken dieser Reaktoren nicht so fortgeschritten, wie im Fall der Festbettreaktoren. Im weiteren Verlauf der Forschung am Fraunhofer IFF können die Ergebnisse durch Experimente im Labormaßstab an einem Rohrreaktor validiert werden.

3.1 Jahregänge

Im folgenden Abschnitt sollen die Jahregänge der regenerativen Stromerzeugung, so wie die Lastdaten erläutert werden. Ziel ist es, die Stromerzeugung so zu dimensionieren, dass der Industriepark einen Großteil der Zeit versorgt werden kann und der überschüssig produzierte Strom möglichst vollständig zur Methanisierung genutzt werden kann.

Industriepark

Für die Simulation wurden Lastdaten eines Industrieparks in Sachsen-Anhalt genutzt [22]. Der Industriepark hat eine maximale Anschlussleistung von 657 kW. Um die Daten vergleichbar zu machen, wurden die Daten auf 1 normiert. Dies bedeutet, dass der gesamte Datensatz durch den Spitzenwert geteilt wird, um Werte zwischen 0 und 1 zu erhalten.

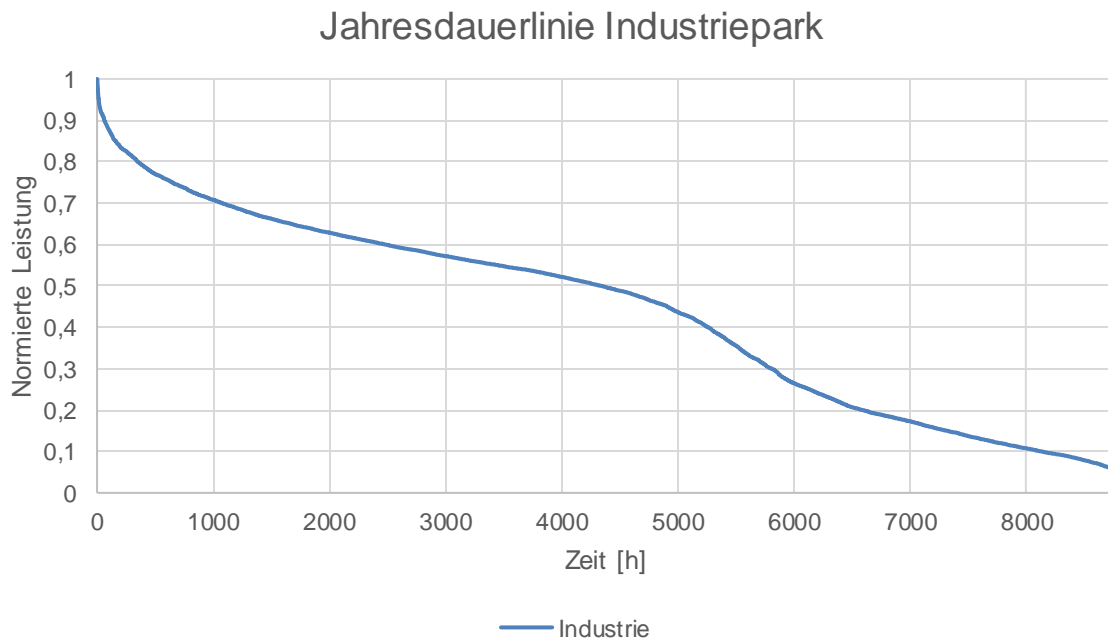


Abbildung 11: Normierte Jahresdauerlinie des für die Simulation genutzten Industrieparks, auf der Ordinate ist die auf 1 normierte Leistung aufgetragen, auf der Abszisse die Zeit in Stunden

In Abbildung 11 wurden die normierten Daten als Jahresdauerlinie in ein Diagramm aufgetragen. Auf der Ordinate wurde die normierte Leistung aufgetragen. Um zu den Ursprungsdaten zurück zu gelangen, müssen die Daten lediglich mit dem Spitzenwert multipliziert werden. Auf der Abszisse sind die Stunden des Jahres dargestellt. (8760) Auffällig ist, dass der Industriepark nahezu das ganze Jahr in Betrieb ist. Lediglich 8 Stunden des Jahres wird keine Energie bezogen. Der Industriepark hat eine Volllaststundenzahl von 3854 h/a, was einer Auslastung von etwa 44 % entspricht.

Solarpark

Für den Jahresgang wurden Daten eines synthetischen Lastprofils gewählt. [23] Die Daten des Lastprofils sind mit einem Spitzenwert von 201,5 kW relativ niedrig, daher wurden auch diese Daten auf 1 normiert, um eine spätere Hochskalierung zu ermöglichen, damit eine ausreichende Energieversorgung für den Industriepark und die Methanisierung gewährleistet werden kann. Bei der Hochskalierung wird davon ausgegangen, dass Verschattungen durch andere Module oder Objekte keine Rolle spielen.

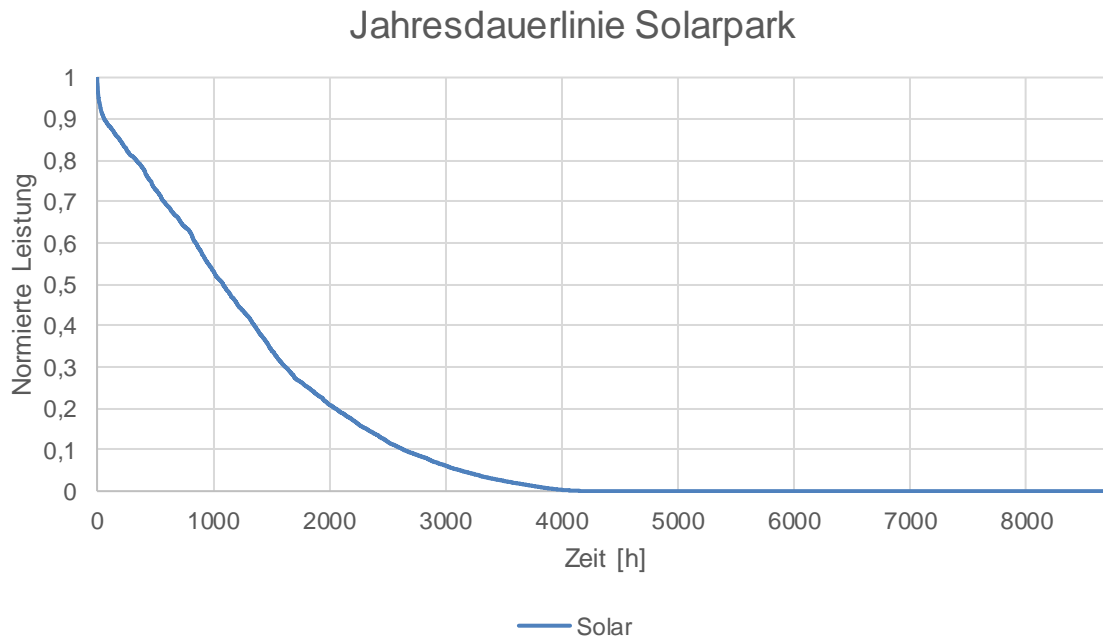


Abbildung 12: Normierte Jahresdauerlinie des für die Simulation genutzten Solarparks, auf der Ordinate ist die auf 1 normierte Leistung aufgetragen, auf der Abszisse die Zeit in Stunden

In Abbildung 12 ist die Jahresdauerlinie des Solarparks aufgetragen. Die Volllaststundenzahl von 1240 h/a ist für deutsche Verhältnisse relativ hoch. Zum Vergleich: Im Jahr 2014 lag die durchschnittliche Volllaststundenzahl in Sachsen-Anhalt bei 1005 h/a [24]. Die Firma EGT-Energie, von der die Daten entnommen wurden, hat ihren Sitz Baden-Württemberg in der Nähe von Freiburg. Die Region hat im Vergleich zu anderen Standorten in Deutschland ein hohes Solarstrahlungsangebot, wodurch die ungewöhnlich hohe Volllaststundenzahl erklärt werden könnte. Der exakte Grund konnte nicht ermittelt werden. Dieser Umstand wird allerdings vernachlässigt, da der Datensatz auf Viertelstündliche Werte zurückgreift und somit für die Simulation besser geeignet ist, als andere Datensätze.

Windpark

Für den Jahresgang wurden Lastdaten einer Windkraftanlage eines Partners vom Fraunhofer IFF genutzt [22]. Die Windkraftanlage besitzt eine Anschlussleistung von 2,3 MW. Zur Vergleichbarkeit wurden die Daten auf 1 normiert, um anschließend eine Hochskalierung zu ermöglichen. Wie auch bei dem Solarpark wird bei dem Windpark davon ausgegangen, dass bei der Hochskalierung keine Verschattung durch weitere Anlagen oder Bäume auftreten.

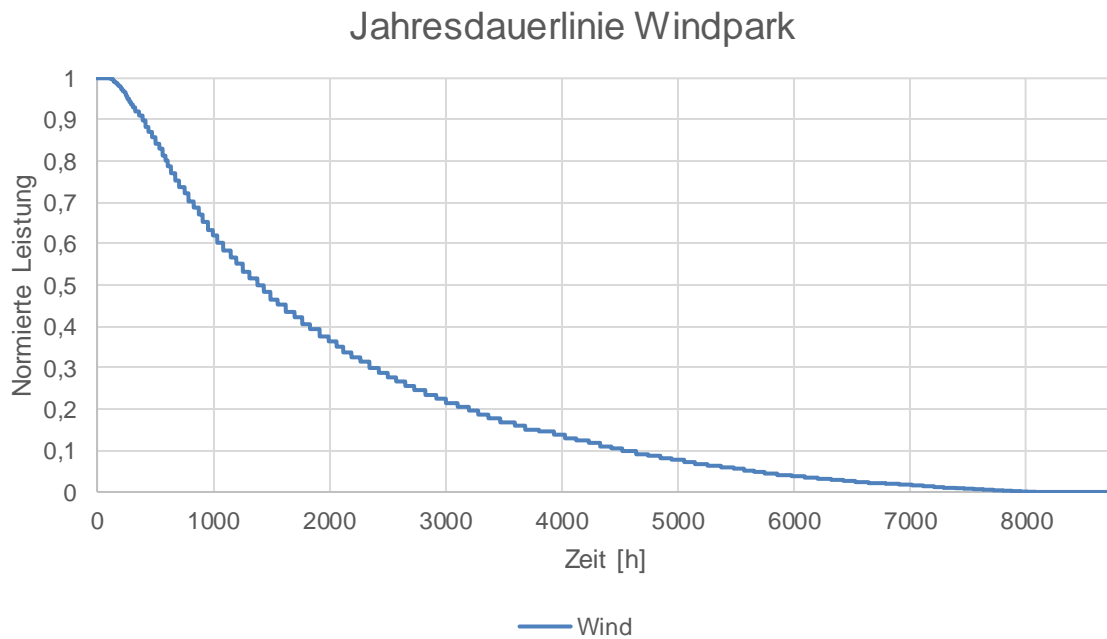


Abbildung 13: Normierte Jahresdauerlinie des für die Simulation genutzten Windparks, auf der Ordinate ist die auf 1 normierte Leistung aufgetragen, auf der Abszisse die Zeit in Stunden

In Abbildung 13 ist die Jahresdauerlinie des Windparks dargestellt. Der Windpark kommt auf eine Volllaststundenzahl von 1980 h/a. Damit liegt er im Bereich von Norddeutschen Onshore-Windkraftanlagen. Zum Vergleich: Im Jahre 2014 lag die durchschnittliche Volllaststundenzahl in Schleswig-Holstein bei 1934 [24].

4. PtG-Szenarien mit unterschiedlichen Energieversorgungen

Nachdem im Kapitel 3 die Ausgangslage für die Simulationsszenarien mit allen Annahmen, Daten und Werkzeugen dargelegt wurden, sollen folgend die Zielsetzung der Simulation und die vier simulierten Szenarien erläutert, aufgearbeitet und verglichen werden.

In Abbildung 14 ist ein Fließbild abgebildet, das die Energie- und Stoffströme darstellt. Bei allen vier Szenarien soll der Industriepark (1 MW Anschlussleistung) vorrangig mit erneuerbarer Energie gespeist werden. Liegt die erzeugte EE unter dem Bedarf des Industrieparks, soll mit konventionellen Energiequellen der entstehende Engpass aus dem Stromnetz überbrückt werden (Importierte Energie, Abb. 14). Bei einem Überangebot der EE soll der für den Industriepark nicht nutzbare Strom (Überschussstrom, Abb. 14) für die Elektrolyse genutzt werden, um Wasserstoff für die Methanisierung zur Verfügung zu stellen. Liegt die erzeugte Energiemenge über der Anschlussleistung der Elektrolyse, wird diese ins Netz eingespeist. Im ersten Szenario soll die Energie ausschließlich aus einem Solarpark geliefert werden. Für das zweite Szenario soll der Industriepark mit Windenergie versorgt werden. Das dritte Szenario beinhaltet eine gemischte Lösung mit Solar- und Windenergie. Für das letzte Szenario soll mit der effektivsten Lösung der drei Szenarien ein Kavernenspeicher mit Wasserstoff gespeist werden, um das gesamte CO₂ der Biogasanlage nutzen zu können.

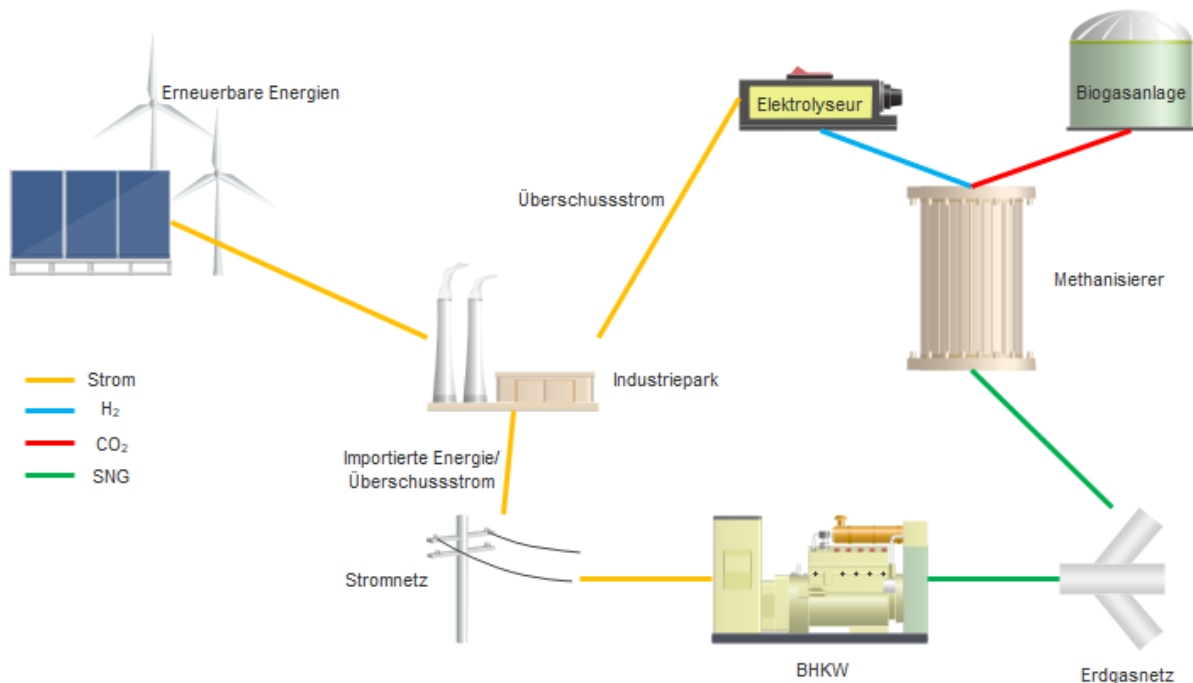


Abbildung 14: Fließbild zum Aufbau der Szenarien mit Energie und Stoffströmen

Entscheidungskriterien für die Größe der Energieversorgung soll die Vollaststundenzahl der Elektrolyse und die Energiebilanz des Szenarios sein. In der Literatur sind unterschiedliche

Leitstudien zu einer möglichen Volllaststundenzahl für Elektrolysesysteme diskutiert, welche im Bereich von 1000 bis 3700 h/a liegen. Der Großteil liegt allerdings um einen Wert von 2000 h/a, weshalb dieser als unterer Grenzwert für die Volllaststundenzahl der Elektrolyse angenommen wird [25]. Für die Energiebilanz des Szenarios soll die konventionelle Energie, die aufgrund von nicht vorhandener erneuerbarer Energien importiert werden muss, mit der aus der Rückverstromung des erzeugten SNGs verglichen werden. Wurde mehr Energie durch die Rückverstromung des SNGs gewonnen, als konventionelle Energie importiert werden musste, ist die Bilanz positiv. Für die Rückverstromung wurde ein Brennwert von 13,9 kWh/kg angenommen und ein elektrischer Wirkungsgrad für ein BHKW von 35 % [26 bis 28].

4.1 Solar

Dieser Abschnitt widmet sich der Auslegung des Solarparks, um den anliegenden Industriepark mit einem möglichst hohen Deckungsanteil mit erneuerbaren Energien zu versorgen und den Überschussstrom mittels Elektrolyse zu Wasserstoff und im Folgeschritt, der Methanisierung, zu Methan zu synthetisieren.

Um den Solarpark unter Einhaltung der Entscheidungskriterien auslegen zu können, muss das Verhalten des Jahresgangs des Solarparks sowie des Industrieparks untersucht werden. Im Industriepark wird an den Werktagen die meiste Energie benötigt. Nachts und am Wochenende sinkt der Energieverbrauch auf ein Grundlastniveau, das je nach Jahreszeit zwischen 10 und 20 % der Maximallast beträgt. Neben den Schwankungen zwischen den Wochentagen und dem Wochenende, so wie denen innerhalb eines Tages, gibt es zusätzlich saisonale Schwankungen. Der Energieverbrauch in den Wintermonaten liegt höher als in den Sommermonaten

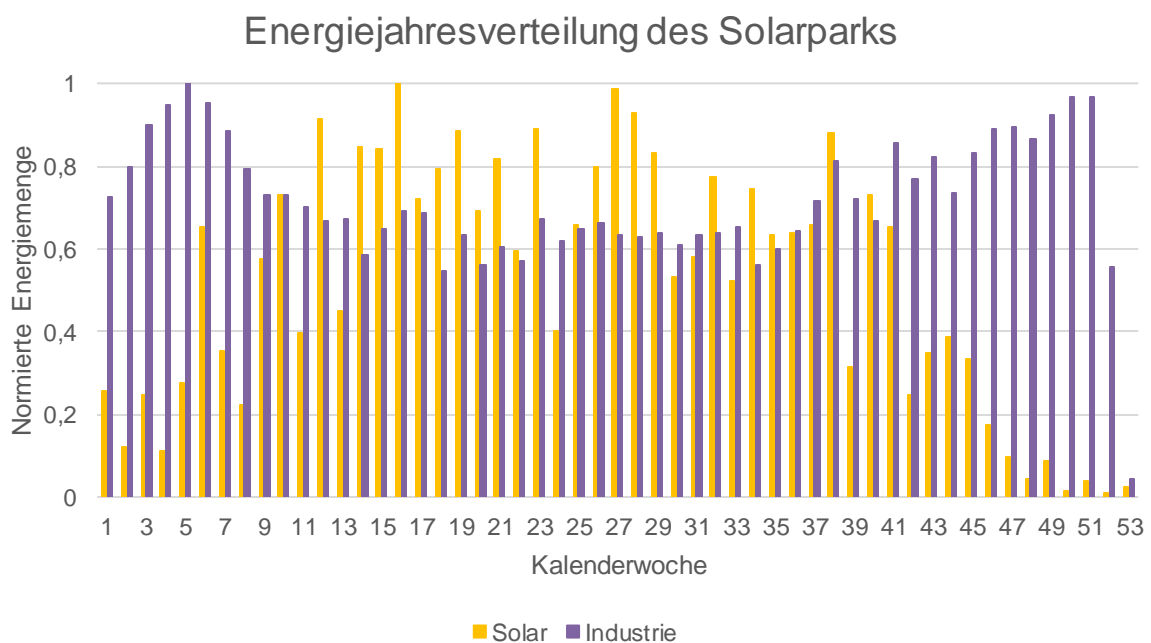


Abbildung 15: Energieverbrauch des Industrieparks und Energieerzeugung des Solarparks pro Woche mit je 1 MW Anschlussleistung, normiert auf den höchsten Wochenwert des Jahres

In Abbildung 15 ist der wöchentliche Energiebedarf des Industrieparks und die Energieerzeugung des Solarparks abgebildet. Auf der Ordinate ist die normierte Energiemenge dargestellt. Dabei wurde die erzeugte bzw. die benötigte Energie einer Woche summiert und auf den höchsten Wochenwert des Jahres normiert. Auf der Abszisse sind die Kalenderwochen aufgeführt. Besonders in den Wintermonaten (Kalenderwochen 42-53 bzw. 1-8) ist der Strombedarf des

Industrieparks erheblich größer als das Stromangebot des Solarparks. In Kalenderwoche 5 erreicht der Industriepark sein Maximum mit 102 MWh. In den Sommermonaten ist die Energieerzeugung des Solarparks am höchsten, während der Energiebedarf des Industrieparks niedrig ist. Der Spitzenwert des Solarparks läge bei einer theoretischen Anschlussleistung von 1 MW lediglich bei 46 MWh. Das entspricht einer Auslastung von 26,9 %. Der Wert der Kalenderwoche 53 ist so niedrig, weil die Woche nur einen Tag umfasst. Die Energieerzeugung ist antizyklisch zum Energiebedarf des Industrieparks.

Um eine ausreichende Energieversorgung des Industrieparks zu gewährleisten und zusätzlich eine möglichst hohe Methanausbeute zu erlangen, muss der Solarpark hochskaliert werden.

Parameterstudie Elektrolyse - Szenario Solar

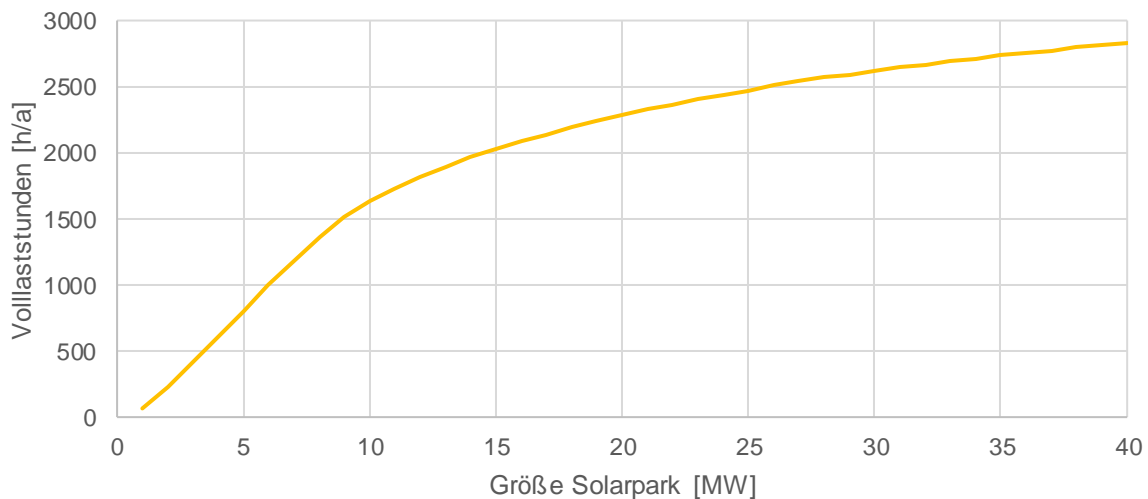


Abbildung 16: Parameterstudie zur Volllaststundenzahl der Elektrolyse bei Hochskalierung des Solarparks

In Abbildung 16 ist eine Parameterstudie zur Volllaststundenzahl der Elektrolyse dargestellt. Auf der Ordinate sind die Volllaststunden, auf der Abszisse die angeschlossene Leistung des Solarparks abgebildet. Im Bereich von 1 bis 7,1 MW ist die Kurve linear, da bis dahin keine Überschussenergie ins Netz gespeist werden muss. Die gesamte Energie wird im Industriepark bzw. für die Elektrolyse genutzt. Dies resultiert aus der Anschlussleistung des gesamten Systems, welches sich auf 7,1 MW beläuft, kombiniert aus dem Industriepark (1 MW) und der Elektrolyse (6,1 MW). Bei weiterer Hochskalierung wird die Steigung der Kurve kleiner. Das bedeutet, dass eine Vergrößerung um je 1 MW eine immer kleiner werdende Erhöhung der Volllaststunden zur Folge hat. Dieser Umstand ergibt sich daher, dass die Anschlussleistung des Solarparks die des Systems übertrifft und teilweise Energie ins Netz eingespeist werden muss. Im Anhang (Kapitel 7) befindet sich ein weiteres Diagramm, das veranschaulicht, ab

welcher Größe des Solarparks Überschussstrom genutzt werden kann, welche Menge eingespeist und welche Energiemenge durch die Nutzung des Solarparks nicht importiert werden muss. Zwischen 14 und 15 MW wird das Entscheidungskriterium der Volllaststunden mit 2.000 h/a erreicht. Das zweite Entscheidungskriterium der positiven Energiebilanz wird erst nach 20 MW mit 12 MWh/a erreicht. Trotz dessen wird festgelegt, dass der Solarpark mit einer Anschlussleistung von 15 MW simuliert wird, da die negative Energiebilanz mit -282 MWh/a relativ gering ist. Bei dieser Anschlussleistung hat die Elektrolyse 2028 Volllaststunden.

Jahresdauerlinie: Überschussstrom, Elektrolyse und importierte Energiemenge

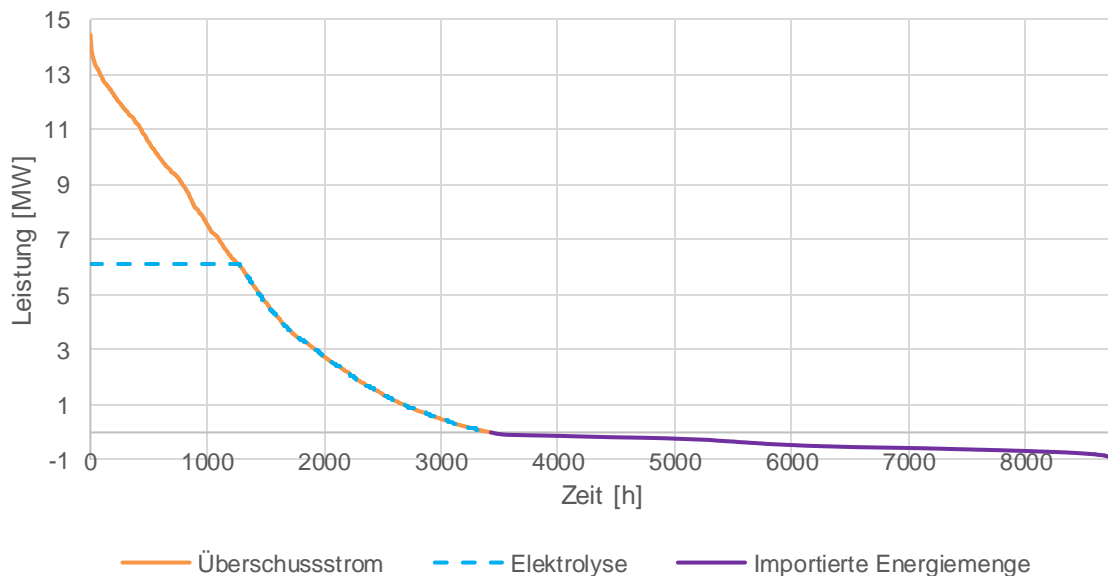


Abbildung 17: Jahresdauerlinie des Überschussstroms, der importierten Energiemenge, sowie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse (6,1 MW)

In Abbildung 17 ist die Jahresdauerlinie des zur Verfügung stehenden Überschussstroms abgebildet. Auf der Ordinate ist die Leistung in Megawatt aufgetragen, auf der Abszisse ist die Zeit in Stunden dargestellt. Der Überschussstrom (Abb.17, orange) resultiert aus der Differenz der Jahresdauerlinie des Solarparks und der Jahresdauerlinie des Industrieparks. Die rote Linie beschreibt die Jahresdauerlinie der Elektrolyse mit einer maximalen Anschlussleistung von 6,1 MW. Die für den Industriepark importierte Energiemenge wird in lila dargestellt.

Es ist ersichtlich, dass der für die Elektrolyse zur Verfügung stehende Bereich der größte der drei Bereiche ist. Die Elektrolyse kann während 1.267 h des Jahres mit maximaler Leistung betrieben werden, zusätzliche 2.160 h/a ist ein Teillastbetrieb möglich. Dies bedeutet eine für die Elektrolyse benötigte Energiemenge von 12,4 GWh/a. Aus dieser Energiemenge produziert die Elektrolyse 214 t/a Wasserstoff, welcher für die Methanisierung genutzt wird.

Für 1.267 h/a muss ein Teil des Überschussstroms in das anliegende Netz eingespeist werden, da dieser weder für die Elektrolyse, noch für den Industriepark genutzt werden kann. Dieser nicht genutzte Überschussstrom beläuft sich auf 4,7 GWh/a. Der Maximalwert des Überschussstroms liegt bei 14,5 MW, wobei davon 6,1 MW für die Elektrolyse genutzt werden. Über 5.333 h/a muss konventionelle Energie aus dem Netz für den Industriepark importiert werden, da der Solarpark entweder zu wenig oder keine Energie erzeugt. Dieser Anteil beläuft sich auf 2,3 GWh/a. Die Maximalleistung des importierten Stromes beträgt 1 MW.

Die Simulation der Methanisierung durch Aspen Dynamics, mit einem Solarpark mit einer Anschlussleistung von 15 MW, ergibt eine Ausbeute von 411,1 t/a SNG, welche aus den 214 t/a Wasserstoff und der stöchiometrischen Zugabe von Kohlenstoffdioxid aus der anliegenden Biogasanlage gewonnen werden. Dieses SNG wird als Biogas mit 10,29 ct/kWh [29] vertrieben. Bei einem angenommenen Brennwert von 13,9 kWh/kg ist ein Erlös von 588.086 €/a möglich. Zum Vergleich, würde das SNG als konventionelles Erdgas zu einem Betrag von 1,96 ct/kWh [30] vertrieben werden, läge der Erlös lediglich bei 112.245 €. Die in das Erdgasnetz eingespeiste Menge SNG hat eine Speicherkapazität von 5.715 MWh, bezogen auf den Brennwert. Bei einer Rückverstromung durch ein BHKW mit einem durchschnittlichen elektrischen Wirkungsgrad von 35 % liegt die als Strom nutzbare Energiemenge bei 2,0 GWh [26 bis 29].

Im nächsten Abschnitt soll die Wirtschaftlichkeit des Systems betrachtet werden. Dazu sollen den Erlösen aus Überschussstromexport, Biogasvergütung und ersparte Energie für den Import den jährlichen Ausgaben für die Elektrolyse, den Methanisierer und den Solarpark gegenübergestellt werden. Diese Betrachtung ist allerdings nicht vollständig, da unter anderem Mitarbeiter- und Wartungskosten sowie Erlöse durch eine eventuelle Abwärmenutzung nicht berücksichtigt werden. Daher gibt diese Betrachtung lediglich eine Tendenz. Für die jährlichen Kosten für Elektrolyseur und Methanisierer wird ein Betrachtungszeitraum von 20 Jahren bei einem jährlichen Zinssatz von 5 % angesetzt. Für die Investitionskosten des Elektrolyseurs werden 6.100.000 € angesetzt, bei spezifischen Investitionskosten von 1.000 €/kW_{el}. Die spezifischen Investitionskosten des Methanisierers werden mit 1.655 €/kW_{el} angegeben, was einem Gesamtbetrag von 10.095.500 € entspricht [25]. Um die jährlichen Fixkosten zu berechnen, wird die Annuitätenmethode genutzt. Diese ist in 4-1 dargestellt.

$$\alpha = C_{o,X} * A_F \quad 4-1$$

mit	α	Jährliche Fixkosten
	$C_{o,X}$	Investitionskosten
	A_F	Annuitätenfaktor

Der Annuitätenfaktor setzt sich folgendermaßen zusammen (4-2).

$$A_F = \frac{q^n * (q-1)}{q^n - 1} \quad 4-2$$

mit	q	Zinssatz
	n	Betrachtungszeitraum

Für die Methanisierung und die Elektrolyse ergeben sich dadurch jährliche Kosten von 1,300 Mio. €.

Wendet man die gleiche Rechenmethode für den Solarpark an, bei spezifischen Investitionskosten von 1.200 €/kW, erhält man bei einer Größe von 15 MW jährliche Kosten von 1,444 Mio. € [31]. Bei einer jährlichen Volllaststundenzahl von 1.240 h/a belaufen sich die spezifischen Stromerzeugungskosten auf 77,65 €/MWh. Die Vergütung für Solarparks liegt Anfang des Jahres 2017 bei durchschnittlich 89,1 €/MWh [29]. Dies ergäbe einen Gewinn von 11,45 €/MWh die ins Netz eingespeist wird. Bei 4.668 MWh, die einzuspeisen sind, ergibt das einen Gewinn von 53.429.38 €/a. Zusätzlich werden bei Nutzung der Energie aus dem Solarpark Kosten für den Import von konventionellem Strom aus dem Netz gespart. Der Strompreis für Industrieabnehmer lag im Jahr 2014 durchschnittlich bei 155,6 €/MWh [32]. Vom Solarstrom können 1.580 MWh im Industriepark genutzt, womit aus der Differenz aus dem durchschnittlichen Strompreis und den Erzeugungskosten von 77,65 €/MWh eine Summe von 123.147 €/a für Energiekosten gespart wird. Wie bereits berechnet, können durch das Einspeisen des SNG noch zusätzlich 588.086 € erwirtschaftet werden. Allerdings stehen dem die jährlichen Fixkosten von insgesamt 2,744 Mio.€/a entgegen, welches dieses Szenario unwirtschaftlich macht. Eine Auflistung der Kosten und Erlöse ist in Tabelle 4 zusammengefasst.

Tabelle 4: Zusammenfassung der zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit relevanten Werte für das Szenario Solar.

Bezeichnung	Einheit	Wert	Kostenfaktor	Wert in €
Produzierte Menge SNG	t	411,1		+588.086
Eingespeicherter Überschussstrom	MWh	4667,5	11,45 €/MWh	+53.442
Gesparte Energie	MWh	1579,8	77,95 €/MWh	+123.146
Importierte Energie	MWh	2273,7	155,6 €/MWh	-353.786
Annuität Elektrolyse/Methanisierung				-1.299568
Annuität Erneuerbare Energie				-1.444.366
Summe				-2.333.044

4.2 Wind

Im zweiten Szenario soll unter gleichen Bedingungen wie im Szenario Solar (4.1) die Windenergie als Versorger für die Methanisierung und den Industriepark untersucht werden. Ähnlich wie im ersten Szenario wird zuerst die jährliche Verteilung der erzeugten Energie mit dem Energiebedarf des Industrieparks verglichen.

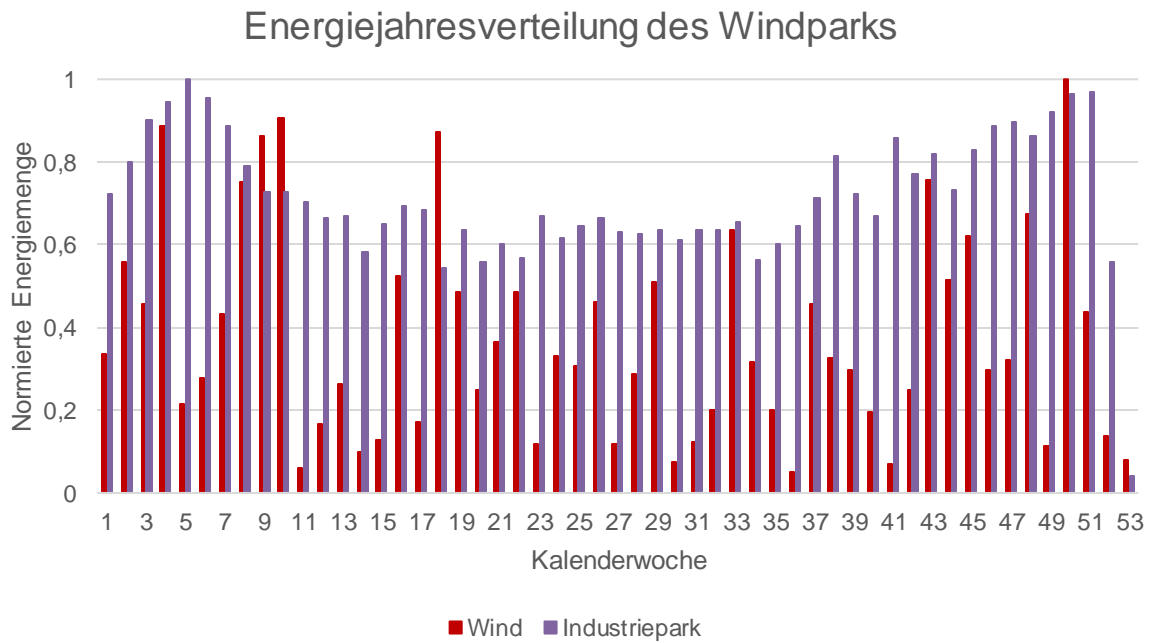


Abbildung 18: Energieverbrauch des Industrieparks und Energieerzeugung des Solarparks pro Woche mit je 1 MW Anschlussleistung, normiert auf den Wert der Woche mit der höchsten Energieerzeugung bzw. -bedarfs

In Abbildung 18 ist der wöchentliche Energiebedarf des Industrieparks, so wie die wöchentliche Energieerzeugung des Windparks abgebildet. Auf der Ordinate ist die auf den Wochenspitzenwert eines Jahres normierte Energiemenge, auf der Abszisse sind die Kalenderwochen dargestellt. Die lila Balken repräsentieren den Industriepark, die Daten sind im Vergleich zu Szenario 1 unverändert. In rot ist die wöchentliche Energieerzeugung des Windparks beschrieben. Vergleicht man die jährliche Energieerzeugung des Windparks mit der des Solarparks fällt auf, dass die Zusammensetzung zufälliger ausfällt. Während die Solarenergie vorrangig durch den Jahreszeitenwechsel bestimmt ist, ist bei der Windenergie unabhängig von der Jahreszeit eine hohe Ausbeute möglich. Dennoch lässt sich ein leichter Trend zur erhöhten Produktion in den Wintermonaten erkennen (Kalenderwoche 48-53 bzw. 1-10). Im Winter 1,8-mal so viel Energie erzeugt wie im Sommer (Kalenderwoche 25-38). Der Spitzenwert wird in Kalenderwoche 50 erreicht mit 99,8 MWh bei einer theoretischen Anschlussleistung von einem Megawatt. Dass

entspricht einer Auslastung für die Woche von 59 %. Der wöchentliche Spitzenwert des Solarparks liegt lediglich bei 45,2 MWh. Der Wert der Woche 53 ist, wie in Szenario 1 so niedrig, weil die Woche nur einen Tag umfasst. Es lässt sich feststellen, dass die höhere Produktion im Winter besser zum Energiebedarf des Industrieparks passt.

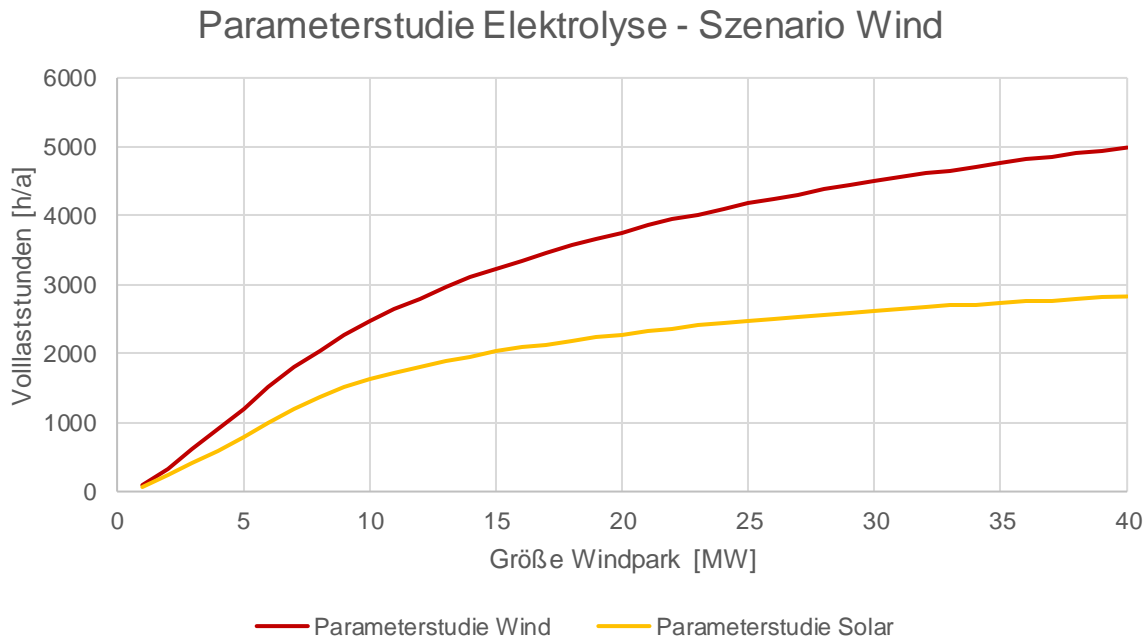


Abbildung 19: Parameterstudie zur Volllaststundenzahl der Elektrolyse bei Hochskalierung des Windparks, mit Parameterstudie aus dem Szenario Solar

In Abbildung 19 ist eine Parameterstudie zur Volllaststundenzahl der Elektrolyse wiedergegeben. Auf der Ordinate sind die Volllaststunden, auf der Abszisse ist die angeschlossene Leistung des Windparks in Megawatt abgebildet. In gelb ist die Parameterstudie aus Szenario 1 wiedergegeben. Die rote Linie beschreibt die Parameterstudie aus diesem Szenario. Ähnlich wie im Szenario Solar ist die rote Linie bis zum Wert von 7,1 MW nahezu linear, allerdings bewirkt die Hochskalierung bis zu diesem Wert eine deutlich höhere Volllaststundenzahl für die Elektrolyse. Während die Elektrolyse in dem Solarszenario bei etwa 1200 Volllaststunden liegt, beläuft sich der Wert beim Windszenario auf etwa 1900 Volllaststunden bei 7,1 MW. Die Linearität der roten Kurve unterliegt der selben Begründung, wie bei der gelben Kurve. Nach dem Schwellenwert von 7,1 MW nimmt die Steigung der Kurve langsam ab, da auch hier Überschussenergie ins Netz eingespeist werden muss, die für die Elektrolyse nicht genutzt werden kann. Im Anhang ist ein Diagramm zur Verteilung der Energieströme aufgezeigt. Das Entscheidungskriterium, über 2000 Volllaststunden zu gelangen, wird bei der Hochskalierung des Windparks bereits nach 8 MW erreicht. Das zweite Entscheidungskriterium, eine positive Ener-

giebilanz, wird mit 289 MWh nach 6 MW Anschlussleistung erfüllt. Zur besseren Vergleichbarkeit unter den Szenarien wird die Größe des Windparks ebenfalls auf 15 MW bestimmt. Bei gleicher Anschlussleistung erhöht sich die Volllaststundenzahl der Elektrolyse gegenüber der aus dem Szenario Solar um 1201 h/a auf 3229 h/a.

Jahresdauerlinie: Überschussstrom, Elektrolyse und importierte Energiemenge

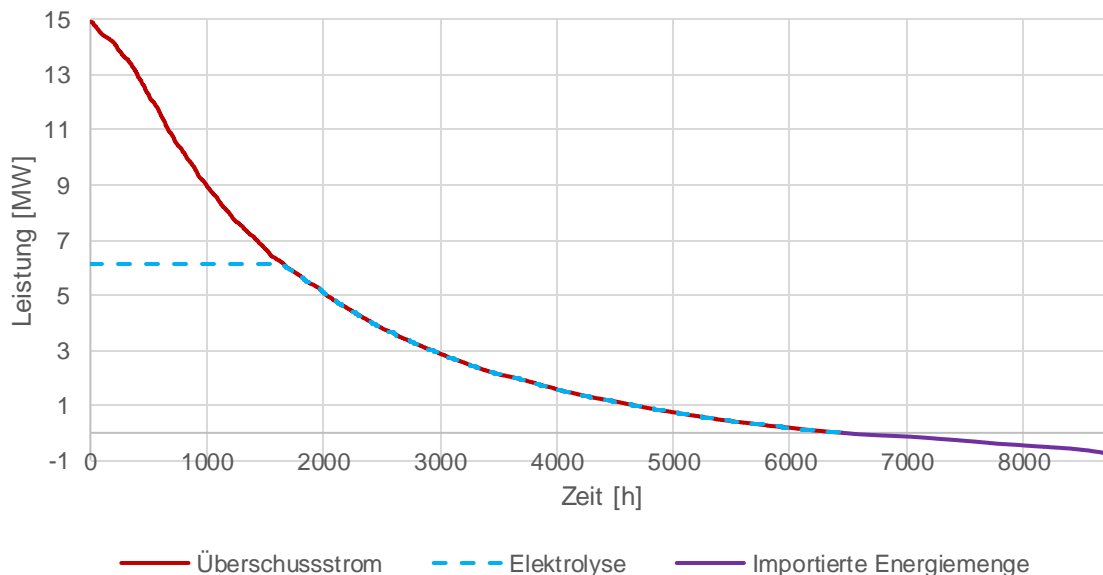


Abbildung 20: Jahresdauerlinie des Überschussstroms, der importierten Energiemenge, sowie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse (6,1 MW)

In Abbildung 20 ist die Jahresdauerlinie des Überschussstroms (rot), der Elektrolyse (blau) und der zu importierenden Energiemenge (lila) dargestellt. Auf der Ordinate ist die Leistung in Megawatt, auf der Abszisse die Zeit in Stunden dargestellt. Über 6457 Stunden des Jahres produziert der Windpark Überschussstrom, der teilweise für die Wasserstoffproduktion genutzt werden kann. Dabei wird ein Maximum von 14,9 MW erreicht. Die Elektrolyse, kann über 1655 Stunden mit Volllast betrieben werden. In der selben Zeit wird die nicht nutzbare Energie von 6933,3 MWh in das Netz eingespeist. Weitere 4792 h des Jahres kann die Elektrolyse in Teillast betrieben werden. Im Szenario Solarenergie stand über das Jahr nur 3427 h Überschussstrom zur Verfügung. In der Elektrolyse werden so 19.7 GWh zu 340,5 t/a Wasserstoff umgewandelt. Über 2303 h/a wird Energie für die Versorgung des Industrieparks importiert, wenn keine, beziehungsweise nicht ausreichend Energie aus dem Windpark zur Verfügung steht. In Summe müssen 779 MWh/a bei einem maximalen Leistungsbedarf von 0,88 MW importiert werden. Aus den 340,5 t Wasserstoff wird in der Methanisierung 650,1 t SNG erzeugt. Dabei werden rund 1854 t/a CO₂ aus der Biogasanlage gebunden. Die erzeugte Menge SNG besitzt,

bezogen auf den Brennwert, eine Speicherkapazität von 9.060 MWh. Dies entspricht einer Erhöhung der Speicherkapazität um 58,5% im Vergleich zum Szenario 1. Bei einer Rückverstromung durch das BHKW würde man 3.171 MWh elektrischer Energie zurückgewinnen. Bei einer importierten Energiemenge von 779,3 MWh/a liegt die Energiebilanz bei 2.392 MWh im positiven Bereich. Das erzeugte SNG könnte bei einem Biogaspreis von 10,29 ct/kWh 932.271 €/a erzielen. Im weiteren Abschnitt soll ein Blick auf die Wirtschaftlichkeit des Szenarios genommen werden. Die jährlichen Kosten für die Methanisierung und Elektrolyse werden mit 1,3 Mio. € jährlich übernommen. Für die Kostenberechnung des Windparks werden die gleichen Bedingungen, also ein Betrachtungszeitraum von 20 Jahren bei einem Zinssatz von 5 % übernommen. Die spezifischen Investitionskosten des Windparks liegen mit 1400 €/kW um 200 €/kW etwas höher [24, 31]. Bei einer angegebenen Anschlussleistung von 15 MW ergibt das eine Investition von 21 Mio. €. Bei Anwendung der Annuitätenmethode liegen die jährlichen Kapitalkosten bei 1,685 Mio. €. Nimmt man die 1980 Volllaststunden als Grundlage, belaufen sich die spezifischen Erzeugungskosten auf 56,74 €/MWh. Die Vergütung bei Anschluss einer Windkraftanlage Anfang des Jahres 2017 lag bei 83,8 €/MWh, was eine Differenz von 27,06 € pro eingespeiste MWh bedeutet [29]. Der in diesem Szenario einzuspeisende Überschuss von 6.933 MWh könnte so rund 187.614 €/a erwirtschaften. Interessanter sind allerdings die gesparten Energiekosten, die durch die Eigenerzeugung für den Industriepark vermieden wurden. Diese machen bei einer Energiemenge von 3.074 MWh einen Unterschied von 303.914 € aus, der sich aus der Differenz zwischen aktuellem Strompreis, 155,6 €/MWh, und den Erzeugungskosten von 56,74 €/MWh ergibt [32]. Trotz der deutlich höheren Produktion bei gleicher Anschlussleistung ist dieses Szenario nicht wirtschaftlich zu betreiben. Ein Vergleich Eine Auflistung der Kosten und Erlöse ist in Tabelle 5 zusammengefasst.

Tabelle 5: Zusammenfassung der zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit relevanten Werte für das Szenario Wind.

Bezeichnung	Einheit	Wert	Kostenfaktor	Wert in €
Produzierte Menge SNG	t	650,1		+932.271
Eingespeister Überschussstrom	MWh	6933,3	27,06 €/MWh	+187.614
Gesparte Energie	MWh	3074,2	98,86 €/MWh	+303.914
Importierte Energie	MWh	779,3	155,6 €/MWh	-121.260
Annuität Elektrolyse/Methanisierung				-1.299568
Annuität Erneuerbare Energie				-1.685.094
Summe				-1.682.123

4.3 Wind/Solar

Nachdem in Kapitel 4.1 und 4.2 die jeweiligen erneuerbaren Energien einzeln simuliert wurden, soll in diesem Kapitel herausgefunden werden, ob eine Kombination aus Wind- und Solarenergie eine höhere Volllaststundenzahl bewirkt und welches Verhältnis das Optimalste dafür ist. Dafür wird festgelegt, dass die Gesamtanschlussleistung, wie in den Szenarien 1 und 2, 15 Megawatt beträgt, um die Ergebnisse vergleichen zu können.

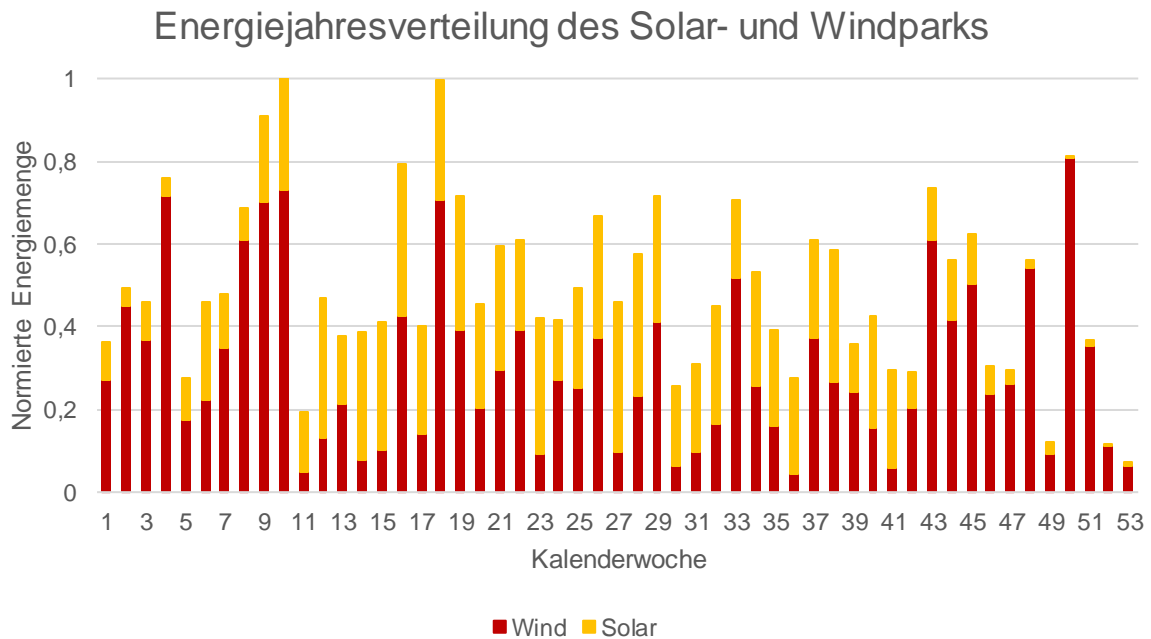


Abbildung 21: Energieerzeugung des Solar- und des Windparks je 1 MW Anschlussleistung, normiert auf den Spitzenwert (123,4 MWh) der gemeinsam höchsten, wöchentlichen Energieerzeugung

Um die Solar- und Windenergie unter sich vergleichen zu können, wird die wöchentliche Energieerzeugung in Abbildung 21 dargestellt. Analog zu den vorangegangenen Kapiteln sind die wöchentlichen Erzeugungsraten jeweils auf den Spitzenwert der gemeinsamen Energieerzeugung normiert, also 123,4 MWh in Kalenderwoche 10. Wie bereits in den Kapiteln 4.1 und 4.2 erwähnt, liegt die höchste Auslastung der Solarenergie im Sommer und für die Windenergie im Winter. Dies ermöglicht es, Dunkelflauten zu minimieren und damit importierte Energie für den Industriepark zu reduzieren. Nicht nur für den durch die Jahreszeiten unterschiedlichen, Energiebedarf ergibt sich ein Vorteil durch die Kombination der beiden erneuerbaren Energien. Die Tagesspitzen des Industrieparks werden durch die Solarenergie besser erfasst, während die Windenergie die Grundlast besser decken kann.

Lediglich in Woche 49 und 52 wird weit weniger als 20% des Maximalwertes erzeugt. Die 53. Woche umfasst hierbei wieder einen Tag.

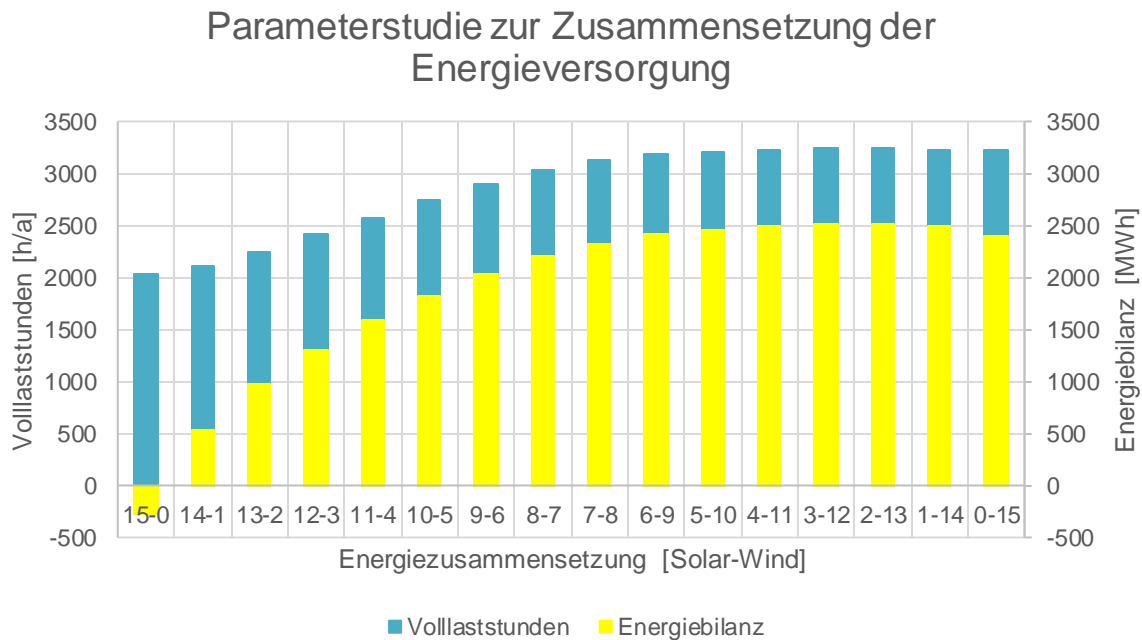


Abbildung 22: Parameterstudie zur Zusammensetzung der Energieversorgung bei einer gesamten Anschlussleistung von 15 MW. Die Abszisse gibt die Zusammensetzung der Energieerzeugung an (Anschlussleistung des Solarparks – Anschlussleistung des Windparks).

Zur Feststellung der idealen Zusammensetzung für die Erzeugung der erneuerbaren Energie wird eine Parameterstudie über die beiden Entscheidungskriterien betrachtet, welche in Abbildung 22 dargestellt ist. Auf der Primärachse sind die Volllaststunden der Elektrolyse abgebildet. Die Sekundärachse gibt das zweite Entscheidungskriterium, die Energiebilanz an. Auf der Abszisse ist die Zusammensetzung der Energieversorgung aufgezeigt. Die Parameterstudie geht von Szenario 1 aus und nähert sich sukzessiv in 1 MW-Schritten dem Fall aus Szenario 2. Die erste Zahl auf der Ordinate gibt die Anschlussleistung des Solarparks, die zweite Zahl die Anschlussleistung des Windparks an. Zuerst soll die Entwicklung der Volllaststunden betrachtet werden. Ausgehend von 2028 Volllaststunden steigt die Anzahl bei Vergrößerung des Windanteils stark. Bis zur Verteilung 8-7 erhöht sich die Volllaststundenzahl bei jeder Schrittweite um durchschnittlich 144 h/a auf 3034 h/a. Ab diesem Punkt ist das Wachstum der Volllaststunden relativ klein, bis zu der Verteilung 3-12, bei der das Maximum von 3242 Volllaststunden erreicht wird. Bei einer weiteren Erhöhung des Windanteils sinkt die Volllaststundenzahl bis zu dem bekannten Wert von 3228 h/a aus Szenario 2. Bei der Energiebilanz ist ein ähnliches Verhalten zu beobachten. Beginnend bei einem negativen Wert von -282 MWh steigt die Bilanz nach dem ersten Schritt steil auf 542 MWh an.

In den Folgeschritten wird das Wachstum allerdings kleiner und sinkt bei einer Verteilung von 8-7 unter einer Veränderung von 200 MWh. Ähnlich wie bei dem ersten Entscheidungskriterium erreicht die Energiebilanz sein Maximum bei der Verteilung 3-12 mit 2.517 MWh. Im weiteren Verlauf verringert sich die Energiebilanz auf den bekannten Wert aus Szenario 2 von 2.391 MWh.

Parameterstudie zur Zusammensetzung der Energieversorgung - Energieströme

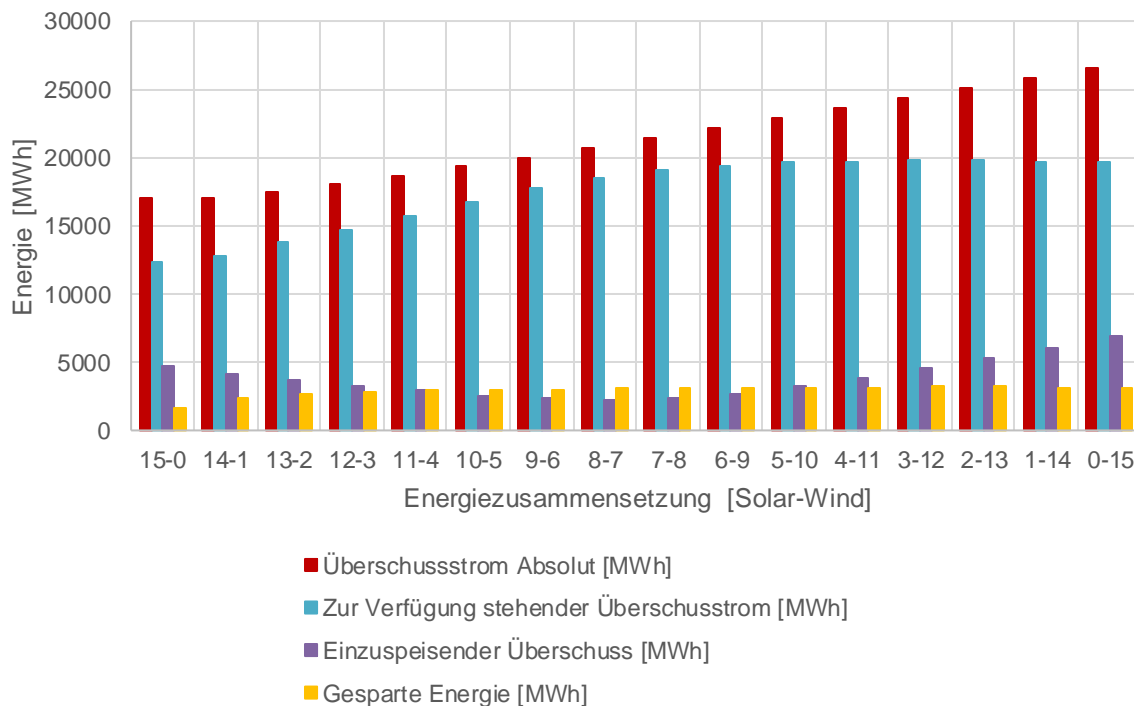


Abbildung 23: Parameterstudie zur Zusammensetzung der Energieversorgung bei einer gesamten Anschlussleistung von 15 MW. Die Abszisse gibt die Zusammensetzung der Energieerzeugung an (Anschlussleistung des Solarparks – Anschlussleistung des Windparks). Auf der Ordinate ist die Energie in Megawattstunden aufgetragen.

Abbildung 23 stellt die Energieströme der Parameterstudie dar. Auf der Ordinate ist die Energie in MWh dargestellt, auf der Abszisse die Energiezusammensetzung der Parameterstudie. Die roten Balken stellen den absoluten Überschussstrom aus der erneuerbaren Energieversorgung dar, die nicht für den Industriepark genutzt werden können. Aus diesen gehen die blauen und lila Säulen hervor, die den für die Elektrolyse nutzbaren Überschussstrom und die in das anliegende Netz einzuspeisende Energie abbilden. Die gelben Säulen illustrieren die durch die Verwendung der erneuerbaren Energiequellen gesparte konventionelle Energie des Industrieparks. Es ist zu beobachten, dass der absolute Überschussstrom im Verlauf der Parameterstudie kon-

sequent ansteigt, je größer der Anteil der Windenergie wird. Wie bereits in Abbildung 20 beobachtet, spiegelt sich ab, dass die für die Elektrolyse zur Verfügung stehende Energie bei einer Verteilung von 3-12 ihr Maximum erreicht. Der Verlauf der einzuspeisenden Energie zeigt allerdings ein anderes Verhalten. Je näher die Verteilung an die der Szenarien 1 und 2 gelangt, desto mehr Energie muss in das Netz geleitet werden. Beginnend bei dem Szenario 1 müssen 4.667 MWh/a eingespeist werden. Dieser Wert sinkt dann sukzessiv bis zu der Verteilung 8-7 auf 2.203 MWh/a. Anschließend steigt der Wert wieder auf das Maximum von 6.933 MWh/a bei der Zusammensetzung von Szenario 2. Je gleichmäßiger die Verteilung der beiden Energiequellen ist, desto besser ist die Energieversorgung auf die Elektrolyse und den Industriepark ausgelegt. Dies spiegelt sich auch bei den Werten der gesparten konventionellen Energie wider. Auch hier wird das Maximum mit 3.186 MWh/a bei einer Verteilung von 3-12 erreicht.

Für die Simulation des Szenario 3 wird daher eine Zusammensetzung der Anschlussleistung von 3 MW Solar- und 12 MW Wind angenommen.

Jahresdauerlinie: Überschussstrom, Elektrolyse und Importierte Energiemenge

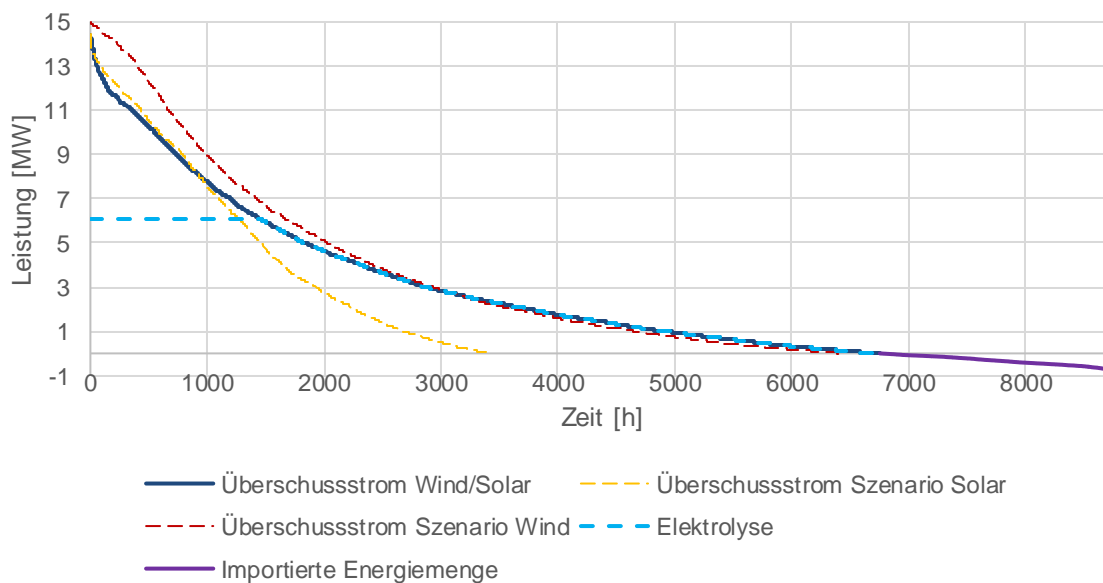


Abbildung 24: Jahresdauerlinien des Überschussstroms aus Szenario Wind/Solar, Solar und Wind, der importierten Energiemenge, so wie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse (6,1 MW)

Abbildung 24 stellt die Jahresdauerlinie des Szenario Wind/Solar dar. Neben ihr sind die Jahresdauerlinien der ersten beiden Szenarien zum Vergleich, so wie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse und die Importierte Energiemenge für den Industriepark dargestellt. Wie bereits beobachtet, sind in den hohen Leistungsbereichen die Jahresdauerlinien der Szenarien Solar

und Wind höher als die Jahresdauerlinie der gemischten Energieversorgung. Das Maximum liegt hier bei 14,43 MW. Der für die Elektrolyse nicht nutzbare Überschussstrom ist also geringer, als in den Szenarien 1 und 2. Das Szenario 3 schneidet dafür in den niedrigeren, für die Elektrolyse nutzbaren, Leistungsbereichen besser ab. Über 6.757 h/a liefern der Solar- und Windpark Überschussstrom, wovon lediglich 1.439 Stunden des Jahres eingespeist werden müssen. In dieser Zeit kann die Elektrolyse mit maximaler Leistung betrieben werden. Im Umkehrschluss kann die Elektrolyse für 5.318 h/a in Teillast Wasserstoff produzieren. Die Elektrolyse produziert so aus 19.777 MWh 341,9 t Wasserstoff pro Jahr. Die benötigte importierte Energiemenge ist geringer als in den Szenarien 1 und 2. Über 2.003 h/a müssen 666 MWh/a importiert werden, bei einer maximalen Leistung von 0,88 MW. Aus den 341,9 t Wasserstoff kann in der Methanisierung 653,1 t/a SNG produziert werden und somit 1.862 t Kohlenstoffdioxid gebunden werden. Bei einem Biogaspreis von 10,29 ct/kWh ergibt das einen Wert von 934.078 €. Dabei besitzt das produzierte Gas eine Speicherkapazität von 9.078 MWh, bezogen auf den Brennwert. Bei einer Rückverstromung kann so 3.177 MWh elektrische Energie zurückgewonnen werden.

Für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung werden für die Elektrolyse und Methanisierung wieder 1,3 Mio. € jährlich angenommen. Für die Berechnung der jährlichen Kosten der Energieversorgung werden die selben Annahmen getroffen wie in den Szenarien zuvor. Bei einem 3 MW großen Solarpark ergibt das Investitionskosten von 3,6 Mio. €, für den Windpark mit 12 MW Anschlussleistung 16,8 Mio. €. Insgesamt liegen die jährlichen Kosten somit bei 1,637 Mio. €. Die Stromvergütung von 84,86 €/MWh, so wie die Stromerzeugungskosten von 60,92 €/MWh wurden durch einen gewichteten Mittelwert gebildet (Berechnung siehe Anhang). Der in das Netz zu leitende Überschuss von 4.521 MWh kann so für 108.238 € veräußert werden. Demgegenüber steht die importierte Strommenge von 666 MWh im Wert von 103.748 €. Durch die erzeugte regenerative Energie konnten Kosten von 301.721 € vermieden werden, bei einem Strompreis von 155,6 €. Ein Vergleich Eine Auflistung der Kosten und Erlöse ist in Tabelle 6 zusammengefasst.

Tabelle 6: Zusammenfassung der zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit relevanten Werte für das Szenario Wind/Solar.

Bezeichnung	Einheit	Wert	Kostenfaktor	Wert in €
Produzierte Menge SNG	t	653,1		+934.078
Eingespeicherter Überschussstrom	MWh	4.521,3	23,94 €/MWh	+108.239
Gesparte Energie	MWh	3.186,7	94,68 €/MWh	+301.721
Importierte Energie	MWh	666,8	155,6 €/MWh	-103.748
Annuität Elektrolyse/Methanisierung				-1.299568
Annuität Erneuerbare Energie				-1.636.948
Summe				-1.696.226

4.4 Speicher

Nachdem in den vorangegangenen Kapiteln die ideale Konfiguration für eine möglichst hohe Auslastung der Elektrolyse festgestellt wurde, soll folgend ein Szenario untersucht werden, in der das von der Biogasanlage anfallende CO₂ vollständig für die Methanisierung genutzt wird. Dazu ist die Energieversorgung im gleichen Verhältnis von 1:4 (Solar:Wind) zusammengesetzt. Um eine durchgängige und gleichbleibende Wasserstoffversorgung zu gewährleisten, soll ein Salzkavernenspeicher genutzt werden. Im Folgenden werden zuerst die Funktionsweise und Grundlagen von Kavernenspeichern erläutert, um im Anschluss die Größe der Peripherie und des Speichers auszulegen.

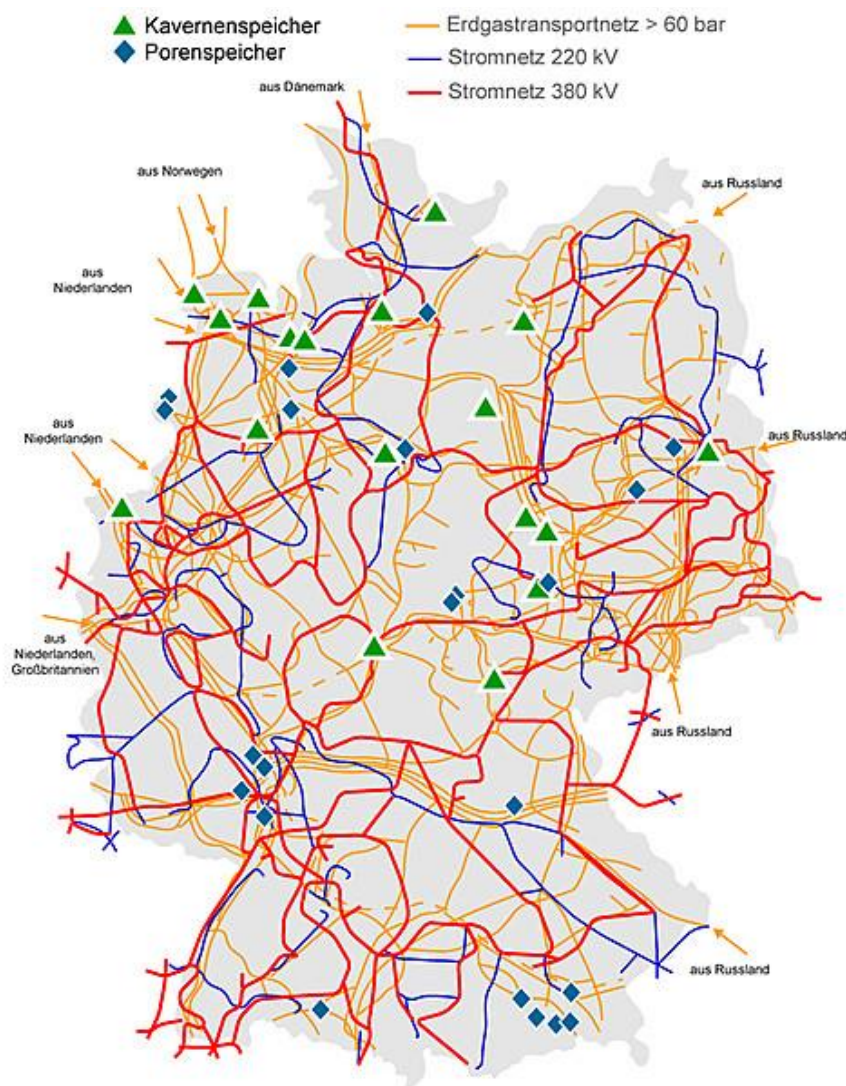


Abbildung 25: Standorte der in Deutschland genutzten Salzkstockkavernen für Erdgas und flüssige Kohlenwasserstoffe. [33]

Salzkavernenspeicher sind üblicherweise künstlich ausgespülte Hohlräume in Salzstöcken, können aber auch natürlichen Ursprungs sein. Beim Ausspülen der Salzstöcke wird Wasser

genutzt um zylindrische Hohlräume mit Tiefen von bis zu 2000 m zu erreichen. Die Salzkavernen sind in der Regel 300 bis 500 m hoch, bei einem Durchmesser von 50 bis 100 m. Dabei werden Volumina von bis zu einer Mio. m³ erreicht. Das nutzbare Arbeitsvolumen beträgt hierbei 70 %, die verbleibenden 30 % sind dem so genannten Kissengas vorbehalten, das dafür sorgt, den Druck konstant zu halten [34]. Durch die physikalischen Eigenschaften von Salzstöcken sind Kavernenspeicher gasundurchlässig, selbst bei Drücken von 200 bar. In Deutschland sind etwa 250 solcher Kavernen, vornehmlich zur Erdöl und Erdgasspeicherung, im Einsatz. Das Potential zur Speicherung für regenerativ erzeugten Wasserstoff und Methan wird jedoch zunehmend interessant. Im Vergleich zu konventionellen Speichertanks sind die spezifischen Konstruktionskosten deutlich geringer. Die Lebensdauer ist, zumindest theoretisch, unbegrenzt. Zusätzlich ist das Be- und Entladen der Salzkavernenspeicher deutlich flexibler durchführbar, welches den Einsatz für den Lastspitzenausgleich interessant macht. Ein nicht zu vernachlässigender Vorteil ist der gering sichtbare Teil an der Erdoberfläche im Vergleich zur Speicherkapazität unterhalb der Erde. Die Konstruktion von Salzkavernen ist vornehmlich im Norddeutschen Raum möglich, wo sie in Kombination mit der vorhandenen Windenergie Netzengpässe ausgleichen können. In Abbildung 25 sind die zurzeit genutzten Salzkavernenspeicher für Erdgas und flüssige Kohlenwasserstoffe in Deutschland dargestellt. Das Speicherpotential der Kavernenspeicher für Wasserstoff liegt in Deutschland bei etwa 8,8 Milliarden Normkubikmeter [33]. Je größer der Kavernenspeicher ist, desto wirtschaftlicher ist es, diesen zu betreiben. Volumina kleiner als 150.000 m³ gelten als ineffizient. Bei einem Druck von 60 bar, einer angenommenen Temperatur von 20 °C und einem durch das Kissengas verringerten Volumen von 70 % liegt das Mindestspeichervermögen des Kavernenspeichers bei rund 520 t Wasserstoff [34, 35] (Berechnung siehe Anhang - Berechnung der Mindestgröße des Kavernenspeichers).

Die Biogasanlage liefert nach Abtrennung in der Aminwäsche jährlich 5.035 t CO₂. Bei stöchiometrischer Zugabe von Wasserstoff liegt das Massenverhältnis von CO₂:H₂ bei 5,45 (vgl. 7-2). Das ergibt einen jährlichen Wasserstoffbedarf von 924 t. Um diesen Energiebedarf zu decken, wird die Gesamtleistung der Energieversorgung auf 31 MW hochskaliert, wobei 24,8 MW auf den Windpark und 6,2 MW auf den Solarpark anfallen. In Abbildung 26 ist die Jahresdauerlinie der erneuerbaren Energiequellen, die importierte Energiemenge, so wie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse dargestellt. Auf der Ordinate ist die Leistung in Megawatt, auf der Abszisse ist die Zeit in Stunden abgebildet. Die Größe der Elektrolyse wird, anders als in den Szenarien zuvor, ebenfalls auf 31 MW Anschlussleistung hochskaliert, um eine vollständige Nutzung des Überschussstroms zu gewährleisten. Aus diesem Grund liegt die

Jahresdauerlinie der Elektrolyse auf der des Überschussstroms. Diese Maßnahme hat zur Folge, dass die Volllaststunden der Elektrolyse mit 1722 h/a vergleichsweise niedrig sind.

Jahresdauerlinie: Überschussstrom, Elektrolyse und importierte Energiemenge

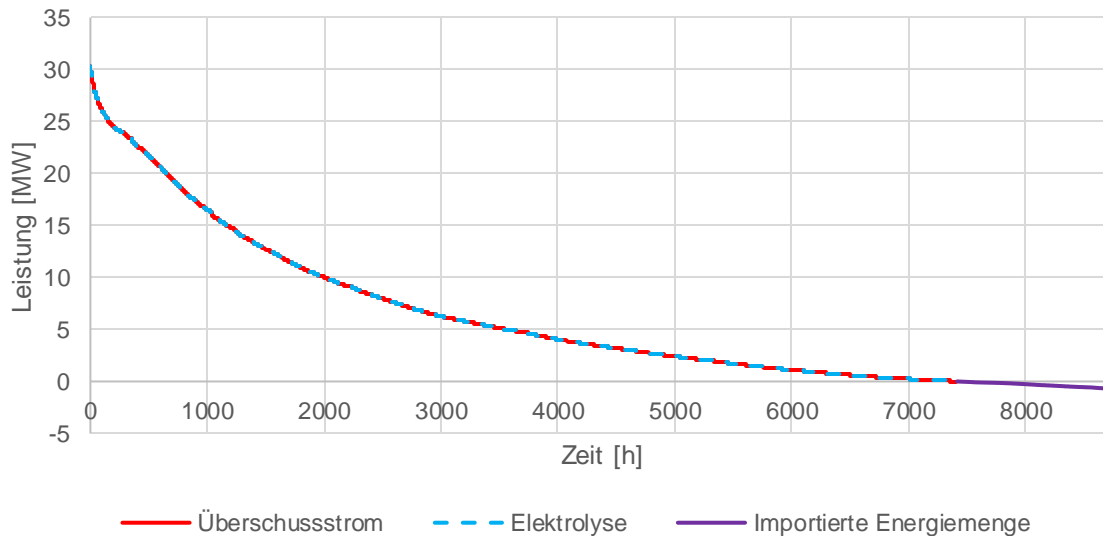


Abbildung 26: Jahresdauerlinie des Überschussstroms, der importierten Energiemenge, so wie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse.

Die Maximal aufgenommene Leistung der Elektrolyse liegt bei 30,4 MW. Durch die Vergrößerung der Erzeugungskapazitäten kann die Elektrolyse über 7417 h/a mit insgesamt 53.395 MWh gespeist werden. Über die verbleibenden 1343 h müssen für den Energiebedarf des Industrieparks 444 MWh bereitgestellt werden. Bei einem jährlichen Energiebedarf des Industrieparks von 3.853 MWh ergibt das eine gesparte Energiemenge von 3409 MWh. Die Elektrolyse produziert jährlich 923 t Wasserstoff, womit der Bedarf an Wasserstoff für die vollständige Nutzung des CO₂ knapp unterschritten wurde. Um den Wasserstoffbedarf der Methanisierung von 105,4 kg/h durchgängig zu gewährleisten, wird der produzierte Wasserstoff der Elektrolyse bis zu einer Leistung von 6,1 MW ausschließlich in die Methanisierung geführt. Bei einer Produktion über der 6,1 MW-Grenze soll der Wasserstoff in den noch auszulegenden Salzkavernenspeicher geführt werden. Liegt die Produktion von Wasserstoff unter 6,1 MW, wird der fehlende Anteil aus dem Speicher ergänzt. In Abbildung 27 ist der Füllstand des Salzkavernenspeichers über das simulierte Jahr abgebildet. Auf der Ordinate ist der Füllstand in Tonnen, auf der Abszisse die Zeit in Stunden dargestellt. Die rote Linie gibt den Verlauf des Füllstands der Salzkaverne unter den zuvor angegebenen Bedingungen an. Der durch die Me-

thanisierung nicht nutzbare Wasserstoff, der durch die erhöhte Leistung der Elektrolyse produziert wird, wird in den Speicher geführt. Nach 126 Stunden würde der Speicher allerdings aufgrund von einer zu geringen Wasserstoffproduktion leerlaufen.

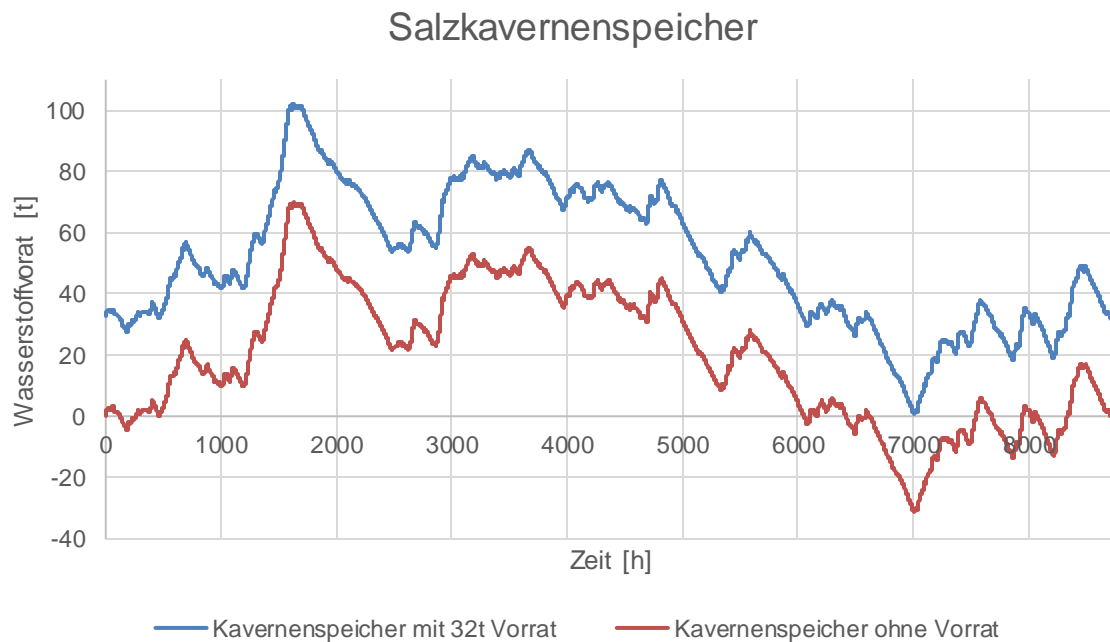


Abbildung 27: Jahresverlauf des Speicherstands der Kaverne in leerem Zustand und mit einem Anfangsvorrat von 32 t

Es entsteht ein Wasserstoffdefizit von 4,3 t. Im weiteren Verlauf kann der Speicher durch die erhöhte Energieversorgung wieder gefüllt werden und erreicht das Speichermaximum von 69,8 t nach 1626 h. Durch die unterschiedliche, witterungsbedingte Produktionsrate sinkt der Speicherstand im Verlauf des Jahres und erreicht bei 7013 h ein Wasserstoffdefizit von 31,6 t. Am Ende des Jahres liegt der Füllstand ungefähr wieder bei 0 t.

Um aber einen vollständigen Verbrauch des in der Biogasanlage anfallenden CO_2 zu erreichen, muss der Speicher etwas größer als das bisherige Speichermaximum von 69,8 t ausgelegt werden, um das Minus von 31,6 t aufzufangen. Der Speicher wird daher auf 110 t erweitert und der Speicher mit einem 32 t Wasserstoffvorrat befüllt, um ein Leerlaufen zu verhindern. Dieser Speicher wird durch die blaue Linie repräsentiert. In diesem Szenario liegt das Maximum nun bei 102 t und das Minimum bei 0,5 t. Durch die durchgängige Methanproduktion können laut Simulation 1759,9 t SNG produziert werden. Das entspricht einem Speichervermögen von 24,5 GWh, bezogen auf den Brennwert. Bei einer Rückverstromung in einem BHKW könnte man rund 8,6 GWh_{el} zurückgewinnen. Bei einem Biogaspreis von 10,29 ct/kWh entspricht die produzierte Menge SNG einem Wert von 2,517 Mio. €.

Die Energiebilanz ist aufgrund der deutlich höheren Anschlussleistung der Energieerzeuger, im Vergleich zum Industriepark, mit 8.118 MWh sehr hoch.

Dadurch, dass der gesamte Überschussstrom für die Wasserstoffproduktion genutzt wird, kann kein Erlös für die Einspeisung in das Netz erzielt werden. Dafür liegt der mögliche Erlös für das Biogas um über 2,5-mal höher, als in Szenario 3. Die gesparten Energiekosten, die sich durch die Speisung des Industrieparks durch die erneuerbaren Energien ergeben, liegen bei 322.811 €. Dem entgegen stehen die Kosten für die importierte Energiemenge von 69.086 €, so wie die deutlich höheren jährlichen Fixkosten von der Elektrolyse und Methanisierung von 3,298 Mio. €/a, sowie des Solar- und Windparks von 3,383 Mio. €/a.

Hinzu kommt, dass der Speicher mit 110 t rund 5 mal so klein wie die wirtschaftliche Mindestgröße ist. Hier sollte überlegt werden, mit anderen Partnern zu kooperieren die ebenfalls Wasserstoff speichern wollen, um eine größere Salzkaverne zu bauen und damit die Wirtschaftlichkeit dieses Aspekts erhöht wird. Die Investitionskosten für einen 500.000 m³ Salzkavernenspeicher liegen bei ca. 25 Mio. €. [34] Ein Vergleich Eine Auflistung der Kosten und Erlöse ist in Tabelle 7 zusammengefasst.

Tabelle 7: Zusammenfassung der zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit relevanten Werte für das Szenario Speicher.

Bezeichnung	Einheit	Wert	Kostenfaktor	Wert in €
Produzierte Menge SNG	t	1759,9		+2.517.260
Eingespeicherter Überschussstrom	MWh	-	23,94 €/MWh	-
Gesparte Energie	MWh	3409,5	94,68 €/MWh	+322.811
Importierte Energie	MWh	444,1	155,6 €/MWh	-69.086
Annuität Elektrolyse/Methanisierung				-3.297.609
Annuität Erneuerbare Energie				-3.383.027
Summe				-3.909.652

4.5 Vergleich der PtG-Szenarien

Nachdem in den vorangegangenen Kapiteln die vier Szenarien ausgelegt und simuliert wurden, sollen ausgewählte Werte der Szenarien, welche in Tabelle 8 aufgelistet sind, verglichen und bewertet werden.

Tabelle 8: Ausgewählte Kenndaten der vier Szenarien

*Die Wirtschaftlichkeit setzt sich zusammen aus der Summe der Erlöse aus dem einzuspeisenden Überschuss, dem Preis für Biogas und dem Preis der gesparten Energie subtrahiert mit der Summe aus den Kosten der importierten Energiemenge und den jährlichen Fixkosten für die Elektrolyse, die Methanisierung und die erneuerbare Energiequelle

	Einheit	Solar	Wind	Wind/Solar	Speicher
Volllaststunden	h/a	2.028	3.229	3.242	1.722
Importierte Energiemenge	MWh	2.274	779	667	444
Energie Elektrolyse	MWh	12.371	19.695	19.778	53.395
Einzuspeisende Energie	MWh	4.667	6.933	4.521	-
Gesparte Energie	MWh	1.580	3.074	3.187	3.409
SNG-Produktion	t/a	411	650	653	1760
Energie Rückverstromung	MWh	2.000	3.163	3.177	8.562
Energiebilanz	MWh	-273	2.383	2.510	8.118
Wirtschaftlichkeit*	€	-2.333.044	-1.682.122	-1.696.226	-3.909.651

Betrachtet man die ersten drei Szenarien, wird ersichtlich, dass das Szenario Solar trotz der höheren jährlichen Kosten schlechtere Werte aufweist, als Szenario 2 und 3. Besonders die Energiebilanz als zweites Entscheidungskriterium ist negativ anzulasten, die aus der besonders hohen zu importierenden Energiemenge resultiert. Durch die niedrigere Volllaststundenzahl steht der Elektrolyse weniger Energie zur Wasserstoffproduktion zur Verfügung. Dies schlägt sich letztendlich auch in den Werten der SNG-Produktion nieder, die um 58 % kleiner ist als die Produktion des Szenario 2. Lediglich die einzuspeisende Energiemenge liegt auf einem ähnlichen Wert wie in Szenario 3. Die Werte der Szenarien Wind und Wind/Solar weisen kaum

Unterschiede auf. Szenario 3 erzielt durch die höhere Volllaststundenzahl 3 t/a mehr SNG, dafür weist dieses Szenario höhere jährliche Kosten auf. Der einzige gravierende Unterschied liegt in der einzuspeisenden Energiemenge, bei der das Szenario 3 um 2.412 MWh/a über dem Wert aus Szenario 2 liegt. Ob es jedoch Vorteilhaft ist, mehr Energie ins Netz einzuspeisen, wenn z.B. ein Überangebot an Energie zur Verfügung steht, müsste genauer untersucht werden. Ebenso, ob die etwas höheren jährlichen Kosten von 14.104 €/a die besseren Werte für das Szenario Wind/Solar rechtfertigen. Gleiches gilt für das Szenario Speicher. Durch die Erhöhung der Elektrolysekapazität sinkt die Volllaststundenzahl auf 1.722 h/a, eine Senkung um 47% im Vergleich zu Szenario 3. Die SNG-Produktion, so wie die gesparte Energie erreichen durch die ebenfalls erhöhte Anschlussleistung der Energieversorgung höhere Werte, die sich allerdings auch deutlich in den Kosten niederschlagen, in der die Kosten für die Errichtung des Speichers nicht inbegriffen sind. Das Speicherszenario produziert 1107 t/a mehr SNG, als das Szenario 3, verursacht aber 2,213 Mio. € mehr Kosten pro Jahr.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass keines der Szenarien wirtschaftlich ist, da besonders die Fixkosten der Elektrolyse und der Methanisierung zu hoch sind. Für die Auslegung einer Energieversorgung der PtG-Anlage sollte ein möglichst hoher Anteil Windenergie gewählt werden, da diese zum einen höhere Volllaststunden vorweist und zum anderen auch in der Nacht verfügbar ist. Ein Anteil von etwa 1/5 war in dieser Konstellation ideal, um die täglichen Lastspitzen des Industrieparks abzufangen. Das Speicherszenario macht nur dann Sinn, wenn der Kavernenspeicher bereits erbaut oder sich die Kosten, so wie die Nutzung, für die Konstruktion eines solchen geteilt werden können.

5. Fazit und Ausblick

Ein wirtschaftliches und zuverlässiges Konzept für die Energieversorgung ohne fossile Energieträger zu finden, ist eine komplexe Aufgabe, die es zu lösen gilt. Die Methanisierung ist eine Möglichkeit, erneuerbare Energien chemisch in Form von Methan zu speichern und durch die Rückverstromung wieder verfügbar zu machen. Das Ziel war es, eine möglichst hohe Auslastung der Methanisierung zu erreichen, welche aus erneuerbaren Energien versorgt wird. Dafür wurden zur Bewertung zwei Entscheidungskriterien erarbeitet. Das erste Entscheidungskriterium umfasst die Untergrenze der Volllaststundenzahl der Elektrolyse mit 2000 h/a. Für das zweite Entscheidungskriterium wurde eine positive Energiebilanz gewählt, die sich aus der Differenz aus der importierten Energiemenge und der durch die Rückverstromung zurückgewonnenen Energie definiert.

Die Simulationen zeigen, dass es möglich ist einen Industriepark mittels erneuerbarer Energien und Power-to-Gas zu versorgen, so dass sie eine positive Energiebilanz aufweisen. Die genannten Entscheidungskriterien konnten, bis auf die Energiebilanz im Szenario Solarenergie, ab einer Anschlussleistung von 15 MW erreicht werden. Dabei sollte der Anteil der Windenergie eine primäre Rolle spielen um eine möglichst deckende Energieversorgung mit einer hohen Volllaststundenzahl zu gewährleisten. Damit Power-to-Gas Systeme als Speichermöglichkeit in Frage kommen, müssen die Kosten gesenkt werden. Primär stehen hierbei die Senkung der Investitionskosten für Methanisierung und Elektrolyse, sowie die Optimierung der Wärmeauskopplung im Fokus. Es wird geschätzt, dass die spezifischen Investitionskosten der alkalischen Elektrolyse von 1.200 €/kW bis 2030 auf 700 €/kW sinken. Für die Methanisierung belaufen sich die Schätzungen auf eine Reduzierung der spezifischen Kosten von 1655 €/kW auf rund 300 €/kW im Jahr 2030 [25]. Eine Förderung nach dem Beispiel des Erneuerbare-Energien-Gesetzes könnte die Markteinführung von Power-to-Gas beschleunigen. Fraglich ist jedoch, ob ausreichend regenerative CO₂-Quellen zur Verfügung stehen, die auch den logistischen Ansprüchen entsprechen. Eine Nutzung von fossilen CO₂-Quellen sollte aufgrund des Greenwashings nicht in Betracht gezogen werden.

Im Hinblick auf die Weiterentwicklung der Simulation muss die verwendete Kinetik von Schlereth beim Fraunhofer IFF validiert werden. Dies soll in Form von Laborversuchen geschehen. Neben der verwendeten Kinetik muss die Wärmeauskopplung in den Prozess integriert und die Ab- und Anfahrprozesse der Kühlung berücksichtigt werden. Aus der Wärmeauskopplung könnten so weitere Gewinne erzielt werden. Die Elektrolyse folgt aktuell nur einer

linearen Abhängigkeit, in der Realität ist das Verhalten der Wasserstoffproduktion in Abhängigkeit nicht linear. Eine Entwicklung einer realitätsnahen Elektrolysesimulation wird im Fraunhofer IFF bereits umgesetzt. Aufgrund der vielversprechenden Vorteile des Wirbelschichtverfahrens wäre eine Modellentwicklung mit Aspen ebenfalls interessant. Besonders die hohe Flexibilität und das bessere An- und Abfahrverhalten des Verfahrens sind vielversprechend.

6. Verzeichnisse

6.1 Literaturangaben

- [1] Prof. Dr. Bruno Burger: Fraunhofer ISE: Stromerzeugung in Deutschland im Jahr 2016
- [2] Deutscher Bundestag: Gesetz für den Ausbau erneuerbare Energien (EEG2017) (2014)
- [3] Meßerschmidt, K.: Hans Joachim Koch (Hrsg.): Umweltrecht. Archiv des öffentlichen Rechts 136 (2011) 4, S. 655–660
- [4] DVGW: Technische Regel - Arbeitsblatt G 260 (A). Gasbeschaffenheit (2013)
- [5] DVGW: Technische Regel - Arbeitsblatt G 262 (A). Nutzung von Gasen aus regenerativen Quellen in der öffentlichen Gasversorgung (2011)
- [6] Eichseder, H. u. Klell, M.: Wasserstoff in der Fahrzeugtechnik. Erzeugung, Speicherung, Anwendung - 3. Auflage (2012)
- [7] Jentsch, M.: Potenziale von Power-to-Gas-Energiespeichern. Modellbasierte Analyse des markt- und netzseitigen Einsatzes im zukünftigen Stromversorgungssystem. Zugl.: Kassel, Univ., Diss., 2014. Stuttgart: Fraunhofer-Verl. 2015
- [8] Carolin Schenut, Reemt Heuke u. Jan Paschke: Potenzialatlas Power to Gas - Eine Studie der Deutschen Energie-Agentur (dena) (2016)
- [9] Bundesnetzagentur: Serviceheft der Bundesnetzagentur. Umstellung von L- auf H-Gas (2015)
- [10] Valentin, F. u. Bredow, H. von: Power-to-Gas: Rechtlicher Rahmen für Wasserstoff und synthetisches Gas aus erneuerbaren Energien. Energiewirtschaftliche Tagesfragen (2011) 12
- [11] Kurzweil, P. u. Dietlmeier, O. K.: Elektrochemische Speicher. Superkondensatoren, Batterien, Elektrolyse-Wasserstoff, Rechtliche Grundlagen. Springer Verlag (2015)
- [12] Rönsch, S. u. Ortwein, A.: Methanisierung von Synthesegasen - Grundlagen und Verfahrensentwicklungen. Chemie Ingenieur Technik 83 (2011) 8, S. 1200–1208
- [13] Rönsch, S., Schneider, J., Matthischke, S., Schlüter, M., Götz, M., Lefebvre, J., Prabhakaran, P. u. Bajohr, S.: Review on methanation – From fundamentals to current projects. Fuel 166 (2016), S. 276–296
- [14] Götz, M.: Dissertation: Methanisierung im Dreiphasen-Reaktor, Karlsruher Institut für Technologie (KIT) (14)
- [15] Helmut List: Erdgas und erneuerbares Methan für den Fahrzeugantrieb. Wege zur klimaneutralen Mobilität (2015)

- [16] Bailera, M., Lisbona, P., Romeo, L. M. u. Espatolero, S.: Power to Gas projects review. Lab, pilot and demo plants for storing renewable energy and CO₂. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 69 (2017), S. 292–312
- [17] Audi AG: AUDI E-GAS (2013)
- [18] C&CS - catalysts & chemical specialities: Technical Information / Specification Methanation Catalyst (2013)
- [19] AVIA Marlotherm SH Stoffdatenblatt
- [20] Schlereth, D.: Kinetic and Reactor Modeling for the Methanation of Carbon Dioxide (2015)
- [21] Lange, F.: Diplomarbeit: Prozesssimulation einer heterogen katalysierten Methanisierung mit ASPEN (2017)
- [22] Fraunhofer IFF Magdeburg: Fraunhofer interne Quellen (2017)
- [23] EGT-Photovoltaik: EGT Energie: Synthetische Einspeiseprofile. <https://www.egt-energie.de/stromnetz/netznutzung/>, abgerufen am: 20.06.2017
- [24] BDEW Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft e.V.: Erneuerbare Energien und das EEG: Zahlen Fakten, Grafiken (2016). Anlagen, installierte Leistung, Stromerzeugung, EEG-Auszahlungen, Marktintegration der Erneuerbaren Energien und regionale Verteilung der EEG-Anlagen (2016)
- [25] Dr. Uwe Albrecht et al: Analyse der Kosten erneuerbarer Gase (2013)
- [26] RP-Energie-Lexikon: Methan. <https://www.energie-lexikon.info/methan.html>, abgerufen am: 05.09.2017
- [27] Klaus Hassmann, C. E.: Gaskraftwerke - Turbinen und Motoren stehen im Wettbewerb (2016)
- [28] Christian Schnatmann: Wirkungsgrade von BHKW - Kritische Anmerkungen aus Sicht eines Betreibers von Kläranlagen. DWA - Energietage Kassel (2011)
- [29] VBEW: EEG-Vergütungsübersicht für Inbetriebnahmejahr 2017
- [30] Dr. Steffen Bukold: Gaspreise 2015 & 2016. Wie stark profitieren Verbraucher von den gesunkenen Importpreisen (15)
- [31] Christoph Kost: Studie: Stromgestehungskosten erneuerbare Energien. Fraunhofer Institut für solare Energiesysteme ISE (2013)
- [32] Lehmann, S.: Industriestrompreise. BDEW Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft e.V. (2015)

- [33] Michalski, J., Bünger, U., Crotogino, F., Donadei, S., Schneider, G.-S., Pregger, T., Cao, K.-K. u. Heide, D.: Hydrogen generation by electrolysis and storage in salt caverns. Potentials, economics and systems aspects with regard to the German energy transition. International Journal of Hydrogen Energy 42 (2017) 19, S. 13427–13443
- [34] Wang, Y., Kowal, J., Leuthold, M. u. Sauer, D. U.: Storage System of Renewable Energy Generated Hydrogen for Chemical Industry. Energy Procedia 29 (2012), S. 657–667
- [35] Erdöl Erdgas Kohle: Untertage-Gasspeicherung in Deutschland 132 (2016) 11, S. 409–417

6.2 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Schematische Darstellung von Power-to-Gas Systemen mit anschließenden Nutzungspfaden. [8]	2
Abbildung 2: Speicherkapazitäten und Entladedauern verschiedener Energiespeichersysteme [7]	3
Abbildung 3: Grundprinzip der Alkalischen Elektrolyse mit mobilem Elektrolyt (KOH), OH ⁻ fungiert als Ladungsträger [11]	6
Abbildung 4: Grundprinzip der PEM-Elektrolyse mit H ⁺ als Ladungsträger [11]	7
Abbildung 5: Abhängigkeit der Gaszusammensetzung der CO ₂ -Methanisierung von Druck (links, bei 300 °C) und Temperatur (Rechts, bei 1 bar) bei einer stöchiometrischen Eduktgaszusammensetzung von 4:1 [13]	10
Abbildung 6: Deutschlandkarte mit aktuell betriebenen PtG Projekten, aufgeteilt nach Art (Methanisierung oder Elektrolyse) und Nutzungspfad [8]	15
Abbildung 7: Schematischer Aufbau des Reaktors der Audi e-gas-Anlage in Werlte mit zwei getrennten Wärmetausch-kreisläufen im Gegenstrom (Salzschmelze) und dosierter Eduktgaszugabe [15]	16
Abbildung 8: Diagramm zum Nutzungsgrad der Audi e-ga- Anlage in Werlte [15]	17
Abbildung 9: Fließbild des in der Simulation verwendeten Reaktors mit Gegenstromkühlung, Recyclestrom und Vorerwärmung des Eduktstroms	20
Abbildung 10: Temperatur- und Stoffmengenverlauf über die Reaktorlänge [21]	21
Abbildung 11: Normierte Jahresdauerlinie des für die Simulation genutzten Industrieparks, auf der Ordinate ist die auf 1 normierte Leistung aufgetragen, auf der Abszisse die Zeit in Stunden	22

Abbildung 12: Normierte Jahresdauerlinie des für die Simulation genutzten Solarparks, auf der Ordinate ist die auf 1 normierte Leistung aufgetragen, auf der Abszisse die Zeit in Stunden	23
Abbildung 13: Normierte Jahresdauerlinie des für die Simulation genutzten Windparks, auf der Ordinate ist die auf 1 normierte Leistung aufgetragen, auf der Abszisse die Zeit in Stunden	24
Abbildung 14: Fließbild zum Aufbau der Szenarien mit Energie und Stoffströmen	25
Abbildung 15: Energieverbrauch des Industrieparks und Energieerzeugung des Solarparks pro Woche mit je 1 MW Anschlussleistung, normiert auf den höchsten Wochenwert des Jahres	27
Abbildung 16: Parameterstudie zur Volllaststundenzahl der Elektrolyse bei Hochskalierung des Solarparks	28
Abbildung 17: Jahresdauerlinie des Überschussstroms, der importierten Energiemenge, so wie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse (6,1 MW)	29
Abbildung 18: Energieverbrauch des Industrieparks und Energieerzeugung des Solarparks pro Woche mit je 1 MW Anschlussleistung, normiert auf den Wert der Woche mit der höchsten Energieerzeugung bzw. -bedarfs	33
Abbildung 19: Parameterstudie zur Volllaststundenzahl der Elektrolyse bei Hochskalierung des Windparks, mit Parameterstudie aus dem Szenario Solar	34
Abbildung 20: Jahresdauerlinie des Überschussstroms, der importierten Energiemenge, so wie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse (6,1 MW)	35
Abbildung 21: Energieerzeugung des Solar- und des Windparks je 1 MW Anschlussleistung, normiert auf den Spitzenwert (123,4 MWh) der gemeinsam höchsten, wöchentlichen Energieerzeugung	37
Abbildung 22: Parameterstudie zur Zusammensetzung der Energieversorgung bei einer gesamten Anschlussleistung von 15 MW. Die Abszisse gibt die Zusammensetzung der Energieerzeugung an (Anschlussleistung des Solarparks – Anschlussleistung des Windparks).	38
Abbildung 23: Parameterstudie zur Zusammensetzung der Energieversorgung bei einer gesamten Anschlussleistung von 15 MW. Die Abszisse gibt die Zusammensetzung der Energieerzeugung an (Anschlussleistung des Solarparks – Anschlussleistung des Windparks). Auf der Ordinate ist die Energie in Megawattstunden aufgetragen.	39

Abbildung 24: Jahresdauerlinien des Überschussstroms aus Szenario Wind/Solar, Solar und Wind, der importierten Energiemenge, so wie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse (6,1 MW)	40
Abbildung 25: Standorte der in Deutschland genutzten Salzstockkavernen für Erdgas und flüssige Kohlenwasserstoffe. [33]	43
Abbildung 26: Jahresdauerlinie des Überschussstroms, der importierten Energiemenge, so wie die Jahresdauerlinie der Elektrolyse.	45
Abbildung 27: Jahresverlauf des Speicherstands der Kaverne in leerem Zustand und mit einem Anfangsvorrat von 32 t	46

6.3 Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Ausgewählte Grenzwerte für das L- und H-Gas-Netz [4, 5]	4
Tabelle 2: Vergleich ausgesuchter Werte für die AEL und die PEM-EL nach dem Stand der Technik [11]	8
Tabelle 3: Vor- und Nachteile der drei Hauptreaktorkonzepte für die CO ₂ -Methanisierung [14]	13
Tabelle 4: Zusammenfassung der zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit relevanten Werte für das Szenario Solar.	32
Tabelle 5: Zusammenfassung der zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit relevanten Werte für das Szenario Wind.	36
Tabelle 6: Zusammenfassung der zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit relevanten Werte für das Szenario Wind/Solar.	42
Tabelle 7: Zusammenfassung der zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit relevanten Werte für das Szenario Speicher.	47
Tabelle 8: Ausgewählte Kenndaten der vier Szenarien *Die Wirtschaftlichkeit setzt sich zusammen aus der Summe der Erlöse aus dem einzuspeisenden Überschuss, dem Preis für Biogas und dem Preis der gesparten Energie subtrahiert mit der Summe aus den Kosten der importierten Energiemenge und den jährlichen Fixkosten für die Elektrolyse, die Methanisierung und die erneuerbare Energiequelle	48

6.4 Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Erklärung
AEL	alkalische Elektrolyse
CH₄	Methan
CO₂	Kohlenstoffdioxid
e⁻	Elektron
EE	Erneuerbare Energien
H⁺	Proton
H₂	Wasserstoff
H₂O	Wasser
H-Gas	High calorific gas
KOH	Kalilauge
L-Gas	Low calorific gas
O₂	Sauerstoff
OH⁻	Hydroxidion
PEM	Proton Exchange Membrane
PtG	Power-to-Gas
RWGS	reverse water-gas shift reaction
SNG	Synthetic Natural Gas

6.5 Formelzeichenliste und Indizes

Formelzeichen	Beschreibung	Einheit
R	Rückführverhältnis	-
ΔH	Reaktionsenthalpie	kJ/mol
H_s	Brennwert	kWh/m ³
W_s	Wobbe-Index	kWh/m ³
x_{CH_4}	Methananteil	Mol-%
x_{H_2}	Wasserstoffanteil	Mol-%
d_n	Relative Dichte	%
α	Jährliche Fixkosten	€/a
$C_{o,x}$	Investitionskosten	€
A_F	Annuitätenfaktor	
q	Zinssatz	
n	Betrachtungszeitraum	a

7. Anhang

Berechnung Leistungsbedarf der Elektrolyse

Aus der Stöchiometrie der Reaktionsgleichung (7-1) und dem durchschnittlichen CO₂-Massenstrom der Biomethananlage wird der Bedarf für die Wasserstoffproduktion ermittelt:



$$M(CO_2) = 44,01 \text{ g/mol}$$

$$n(CO_2) = 1 \text{ mol}$$

$$M(H_2) = 2,02 \text{ g/mol}$$

$$n(H_2) = 4 \text{ mol}$$

Massenverhältnis:

$$\frac{n_{CO_2} \cdot M_{CO_2}}{n_{H_2} \cdot M_{H_2}} = 5,45 \quad 7-2$$

Wasserstoffbedarf:

$$\dot{m}(H_2) = \frac{\dot{m}(CO_2)}{5,45} \quad 7-3$$

$$\text{mit } \dot{m}(CO_2) = 574 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}(H_2) = \mathbf{105,32 \text{ kg/h}}$$

Bei vollständiger Auslastung des Methanisierers liegt der Leistungsbedarf der Elektrolyse bei gerundet 6,1 MW:

$$\text{Leistungsbedarf Elektrolyse:} \quad P_{El} = \frac{\dot{m}(H_2)}{\rho_{H_2}} * f_{El} \quad 7-4$$

mit P_{El} Leistungsbedarf Elektrolyse

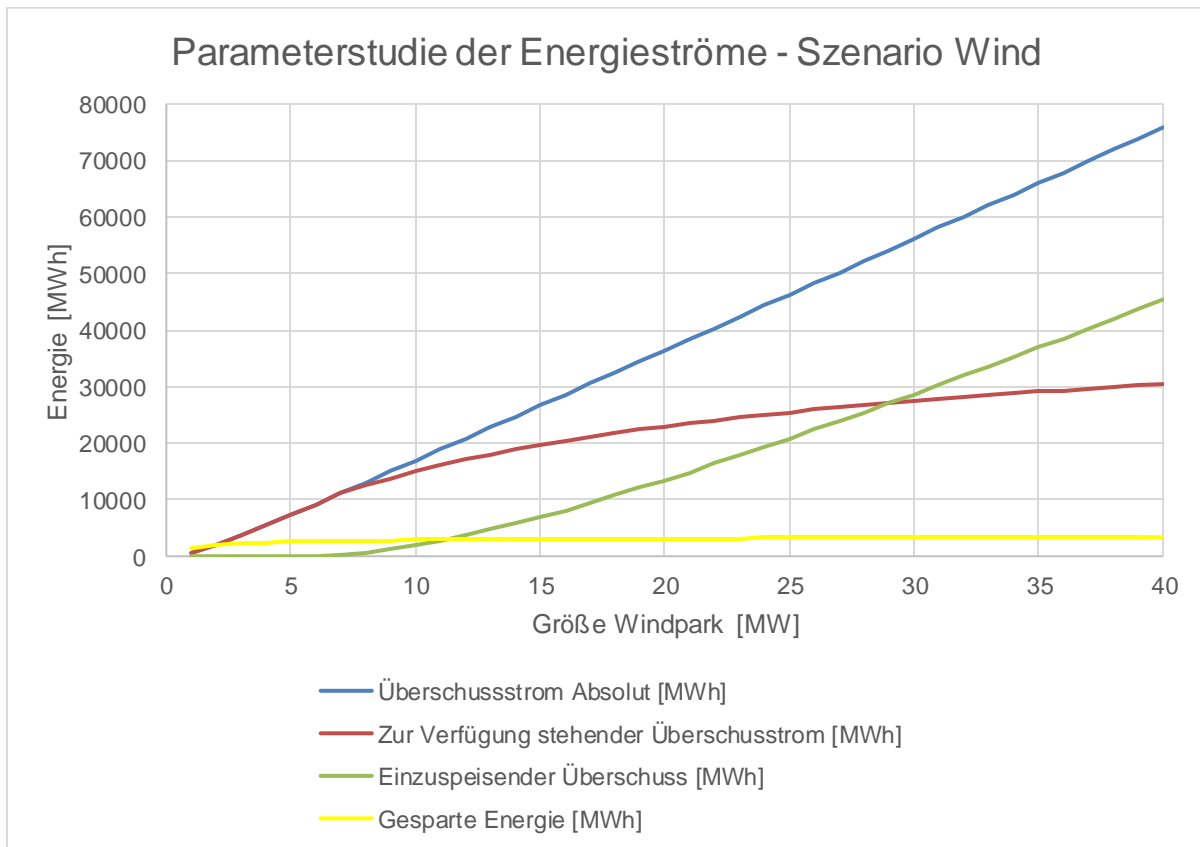
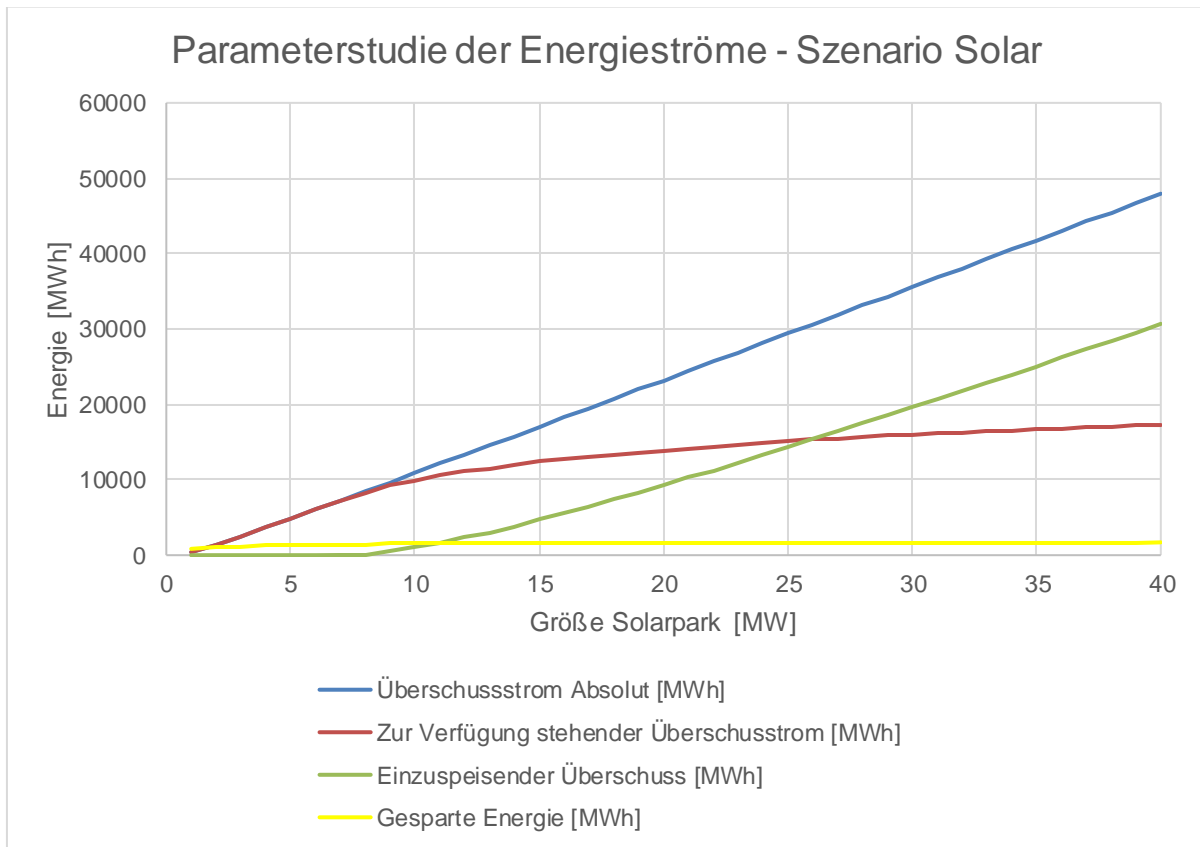
$\dot{m}(H_2)$ Massenstrom Wasserstoff 105,32 kg/h

ρ_{H_2} Dichte Wasserstoff 0,0899 kg/m³

f_{El} Spezifischer Energiebedarf Elektrolyse 5,2 kWh/Nm³

$$P_{El} = 6091,92 \text{ kW}$$

Diagramme zur Veranschaulichung des Überschussstroms bei Hochskalierung der Szenarien 1 bis 2



Berechnung der Mindestgröße des Kavernenspeichers

Mindestmasse Wasserstoff: $m_{H_2} = \frac{p * V}{R_s * T}$ 7-5

mit m_{H_2} Masse Wasserstoff

p Druck 6.000.000 Pa

V Volumen 105.000 m³

R_s Spezifische Gaskonstante 4124,2 J/kg*K

T Temperatur 293,15 K

$$m_{H_2} = 521.087 \text{ kg} \cong 521 \text{ t}$$

Berechnung gewichteter Mittelwert der Stromerzeugungskosten und Stromvergütung für die Szenarien 3 und 4

$$Preis_{Szenario\ 3,4} = \frac{(Preis_{Solar} * Anschlussleistung_{Solar} + Preis_{Wind} * Anschlussleistung_{Wind})}{Anschlussleistung_{Gesamt}}$$