

D3.8 – Kostenschätzung konventionelles Power-to-Gas

Projektname	P13003_Winddiesel_klienIF
Berichtsstatus	Entwurf
Zweck	Interne Dokumentation
Verfasser	DI Philipp Novakovits, M.Sc.
Projektziel-Zuordnung	AP 3 - Wirtschaftlichkeit



Güssing Energy Technologies GmbH

A-7540 Güssing, Wiener Straße 49
 Tel.: +43 3322 42606 311
 Fax: +43 3322 42606 399
 e-mail: office@get.ac.at
 URL: http://get.ac.at
 Firmenbuchgericht LG Eisenstadt
 Firmenbuchnummer: FN 238 948 w
 UID-Nr.: ATU 573 673 07
 ERSTE Bank Jennersdorf
 Hauptstraße 4, A - 8380 Jennersdorf
 BLZ: 20111, Konto Nr.: 281 590 408 00
 BIC (SWIFT): GIBAAWWXXX
 IBAN: AT97 2011 1281 5904 0800

ordentliches Mitglied der:



Dateiname: P13003-BB303a04-D3.8_Kostenschätzung konventionelles PtG.docx

Rev.Nr.:	Datum	Verantwortl.	Beschreibung
a01	24.03.2016	PNO	Entwurf
A02	25.06.2016	RZW	Details PtG-Anlagen
A03	27/9/2016	RZW	Weitere Kosten PtG einfügen



Inhalt

1	Definition konventionelles Power-to-Gas (PtG)	3
2	Technische Ausführung / Marktanalyse	5
2.1	Elektrolyse	5
2.1.1	Systembeschreibung / Stand der Technik	5
2.1.2	Ökonomische und technische Entwicklung	7
2.2	CO ₂ -Abtrennung	9
2.2.1	Systembeschreibung / Stand der Technik	9
2.2.2	Ökonomische und technische Entwicklung	10
2.2.3	CO ₂ -Quellen	11
2.3	Methanisierung	15
2.3.1	Systembeschreibung / Stand der Technik	15
2.3.2	Ökonomische und technische Entwicklung	16
3	Kostenschätzung Power-to-Gas	17
3.1	Bilanzgrenzen / Systemelemente	17
3.2	Allgemeine Überlegungen	17
3.3	Zusammenfassung dargestellter Erkenntnisse	17
3.4	PtG-Kostenschätzungen in der Literatur	18
3.4.1	Sterner, [19]	18
3.4.2	Aicher et al., [23]	18
3.4.3	Meyer et al., [24]	18
3.4.4	Aktuelle Kosten- und Preisangaben	19
3.5	Kostenschätzung	19
4	Literaturverzeichnis	23

1 Definition konventionelles Power-to-Gas (PtG)

Um eine Kostenschätzung für eine konventionelle PtG-Anlage durchführen zu können, muss im ersten Schritt eine Beschreibung und Definition der betrachteten Technologie erfolgen. Dies ist im Fall von PtG von besonderer Bedeutung, da unterschiedliche Technologien zum Einsatz kommen können und auch unterschiedliche Energieträger als Endprodukte des Prozesses definiert werden können. Im Allgemeinen versteht man unter konventionellem Power-to-Gas die Nutzung von (überschüssiger) elektrischer Energie zur Spaltung von Wasser in einem Elektrolyseur. Aus der Elektrolyse erhält man den Energieträger Wasserstoff, der für bestimmte Anwendungen schon das gewünschte Endprodukt darstellen kann. Aber auch die Synthese des erzeugten Wasserstoffs mit Kohlendioxid zu Methan fällt unter den Begriff Power-to-Gas. Für diese Synthese benötigt man daher eine Kohlendioxidquelle, die beispielsweise durch Biogasanlagen oder thermische Vergasungsanlagen bereitgestellt werden könnte. Die Synthese zu Methan stellt einen zusätzlichen Prozessschritt dar, somit weist der Prozess mit Methan als Endprodukt einen geringeren Wirkungsgrad auf als der Prozess mit Wasserstoff als Endprodukt. Der Energieträger Methan verfügt für viele Anwendungen aber über günstigere Eigenschaften als Wasserstoff, somit ist dieser zusätzliche Prozessschritt für manche Einsätze aber gerechtfertigt [1]. Abbildung 1 gibt eine Übersicht über das PtG-System und die Anwendungsmöglichkeiten.

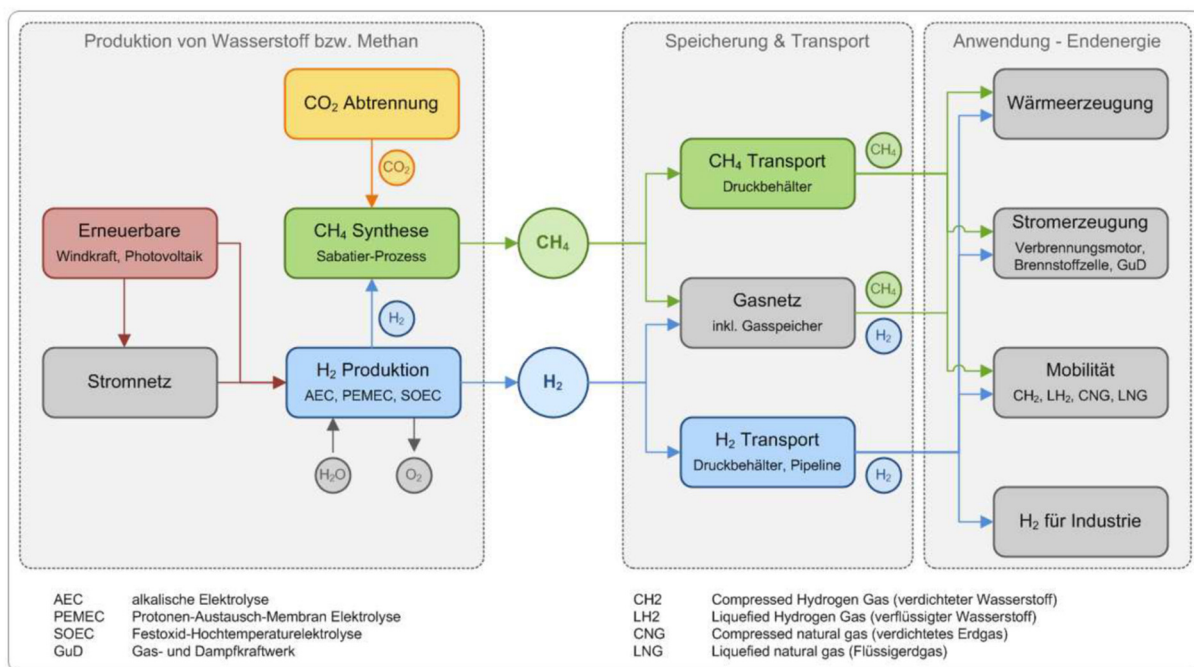


Abbildung 1: Das Power-to-Gas System und seine zahlreichen Anwendungsmöglichkeiten [1]

Für die Betrachtung in dieser Untersuchung wird Methan als Endprodukt definiert. Des Weiteren werden Systemelemente der Speicherung, Verteilung und Verwertung des Methans nicht betrachtet. Die Kostenschätzung wird für die Prozessabfolge erstellt, die in Abbildung 2 dargestellt wird – der Bezug von elektrischem Strom aus erneuerbaren Energiequellen, die Elektrolyse von Wasser und die Methanisierung des dabei entstehenden Wasserstoffs zu synthetischem Methan.

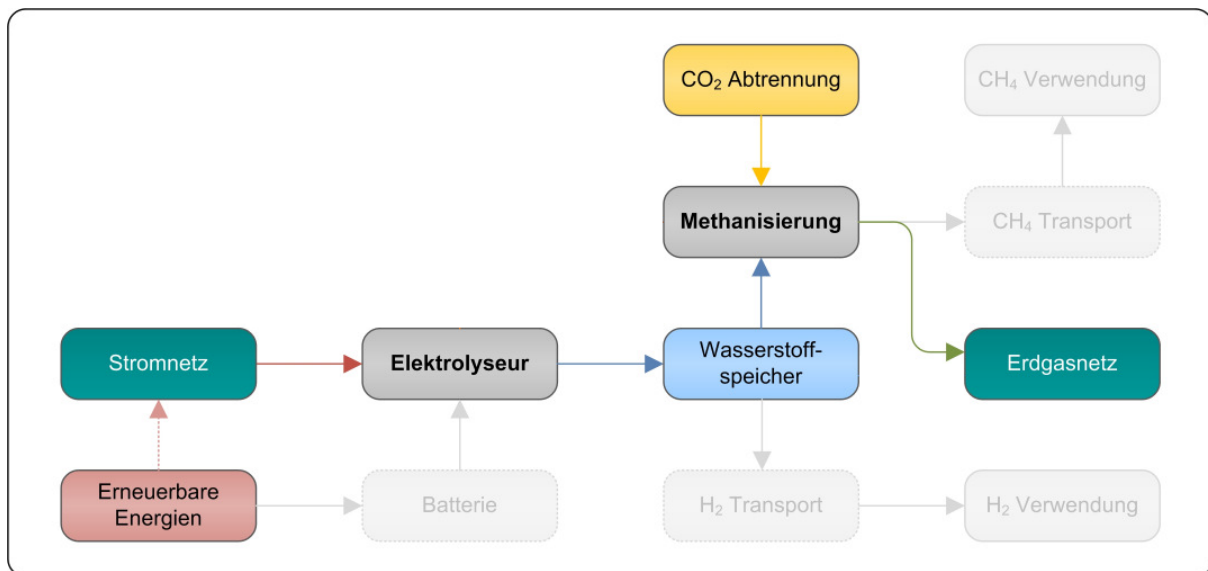


Abbildung 2: Einspeisung von synthetischem Methan in das Erdgasnetz mit Strombezug über das öffentliche Netz [2]

Im Folgenden werden die einzelnen Prozessschritte näher betrachtet und spezifische Technologien definiert um in weiterer Folge eine Kostenschätzung durchführen zu können.

2 Technische Ausführung / Marktanalyse

2.1 Elektrolyse

2.1.1 Systembeschreibung / Stand der Technik

Unter (Wasser-)Elektrolyse versteht man die Aufspaltung einer chemischen Verbindung (Wasser) mit Hilfe von extern zugeführtem Strom. Die bei der Elektrolyse ablaufende Gesamtreaktion ist eine Wasserspaltung in die Produktgase Sauerstoff und Wasserstoff. Die Bruttoreaktion lässt sich technologieunabhängig wie folgt formulieren [3]:



Die elektrolytische Wasserspaltung kann vorwiegend mit drei Technologien durchgeführt werden [3]:

- **Alkalische Elektrolyse (AEC)**

Die AEC Technologie hat sich bereits seit vielen Jahrzehnten am Markt etabliert und ist im unteren bis mittleren MW-Maßstab erhältlich bzw. in Verwendung. Zu den größten Herstellern zählen unter anderem ELT, NEL (Statoil), Peric, Hydrogenics und McPhy Energy. Am Beispiel des europäischen Energieunternehmens Enertrag, welches sich kürzlich entschlossen hat alkalische Elektrolyseure speziell für den Einsatz in Power-to-Gas Anlagen selbst zu bauen, zeigte sich, dass die herkömmlichen alkalischen Elektrolyseure die neuen Anforderungen nur teilweise erfüllen können. Höhere Betriebsdrücke, (schnelle) Lastwechsel, höhere Stromdichten, Reduzierung des Materialeinsatzes, usw... zählen unter anderem zu den geänderten Anforderungen.

- **Protonenaustauschmembran Elektrolyse (Polymer/Proton Exchange Membrane Electrolysis - PEMEC)**

PEM-Elektrolyseure werden hingegen erst seit wenigen Jahrzehnten kommerziell angeboten. Diese Technologie erfuhr jedoch in den letzten Jahren einen massiven Aufschwung. Derzeit werden Elektrolyseure von 100ten kW und neuerdings sogar von 1000 kW Stackleistung angeboten. Proton, Giner, H-tec, CETH, ITM und Helion zählen unter anderem zu den bedeutendsten Vertretern von PEM-Elektrolyseurherstellern. In Bezug auf den angebotenen Leistungsbereich konnte man kürzlich an die AEC-Technologie Anschluss finden. Darüber hinaus zeigten mehrere Hersteller, dass die Lebenszeiten der PEM-Elektrolyseure stark verbessert werden konnten und man somit gegenüber der AEC Technologie deutlich aufholen konnte. Viele der jüngst realisierten, kleineren Power-to-Gas Projekte (< 1 MW) wurden bereits mit der PEM-Technologie umgesetzt.

- **Hochtemperaturelektrolyse bzw. Festoxid-Elektrolyse (Solid Oxide Electrolysis - SOEC)**

Die Hersteller von Hochtemperaturelektrolyseuren produzieren derzeit meist primär Hochtemperaturbrennstoffzellen (SOFC). Das ansteigende Interesse an Power-to-Gas bzw. Power-to-Fuel Konzepten führte in den vergangenen Jahren dazu, dass vermehrt in die SOEC Technologie investiert wurde, wobei vorwiegend noch Grundlagenforschung betrieben wird. Momentan verfügbare Systeme sind noch nicht kommerziell erhältlich und überschreiten die 10 kW-Grenze nur selten. Mittelfristig ist mit einem Überschreiten der 100 kW Grenze mit kommerziellen Systemen zu rechnen.

Abbildung 3 gibt einen Überblick über die Schwerpunktsetzung unterschiedlicher Hersteller von Elektrolyseuren und Forschungseinrichtungen im Bereich der unterschiedlichen Technologien.

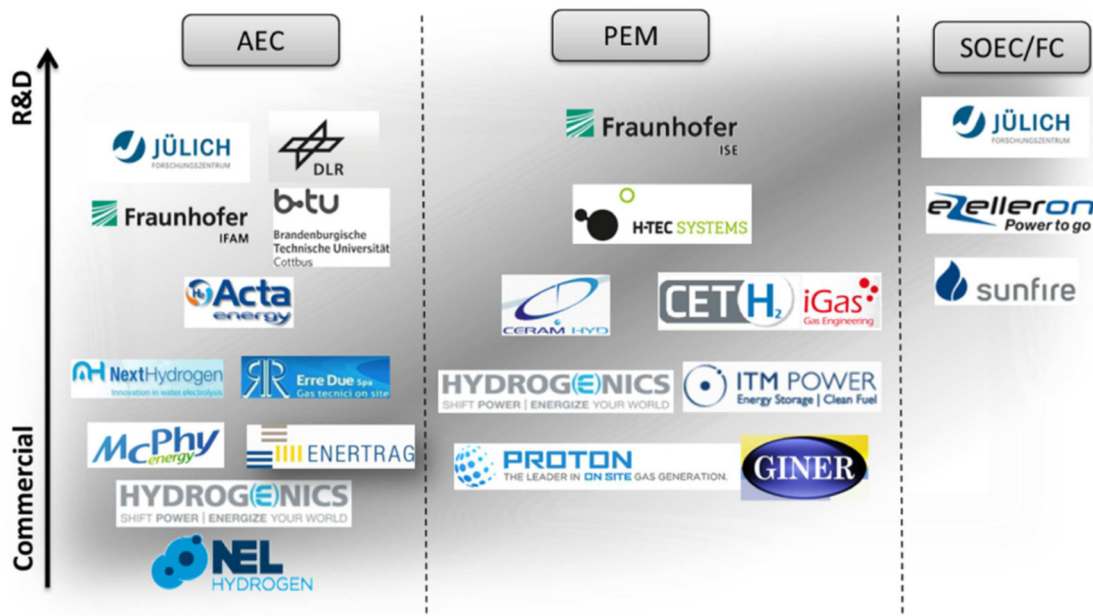


Abbildung 3: Überblick über Hersteller und F&E-Institutionen – Sortierung nach Schwerpunkt und eingesetzter Technologie [3]

2.1.2 Ökonomische und technische Entwicklung

Die Wasserstoffgestehungskosten setzen sich zu einem großen Teil aus den Investitionskosten für den Elektrolyseur, den Energiekosten, dem Wirkungsgrad, der Lebenszeit und der Auslastung der Anlage zusammen. Die Investitionskosten gehen im Vergleich zu klassischen H₂-Herstellungsverfahren zu einem größeren Anteil (~40 %) in die H₂-Gestehungskosten ein.

Die Frage nach den momentanen, spezifischen Kosten (z.B. €/kW) kann nur mit Richtwerten beantwortet werden, da die tatsächlichen Kosten von der jeweiligen Anlagenausstattung und somit vom Verwendungszweck der Anlage abhängen (Größe, Reinheit, Betriebsparameter, ...) [3].

Steinmüller, et al., [3] haben in einer umfassenden Untersuchung aktuelle Elektrolysepreise verschiedenster gängiger Hersteller von AEC- und PEMEC-Standardprodukten eingeholt um einen Richtwert für aktuelle und zukünftige Investitionskosten angeben zu können. Diese Ergebnisse werden im Folgenden kurz dargestellt:

- Kostenaufteilung einer Elektrolyseanlage: ca. 50 % Stackkosten (AEC: 40-50 %; PEMEC 50-60 %), 10-20 % Leistungselektronik und 30-40 % restliche Kosten (BoP – Balance of Plant). Die Kostenentwicklung für Komponenten rund um den Stack wird fast ausschließlich durch Skaleneffekte beeinflusst werden und wird für sehr große Anlagen auf einen Gesamtanteil von < 25 % sinken.
- Für zukünftige Preisentwicklungen kann bei einer steigenden Anzahl produzierter Elektrolyse-Einheiten zusammenfassend gesagt werden, dass sich die Investitionskosten für AEC- und PEMEC-Systeme mit vergleichbar hohen Druckniveaus € 1.000/kW_{el} annähern werden. Allerdings wird auch darauf hingewiesen, dass die günstigsten Elektrolysesysteme derzeit auf der AEC-Technologie (1 atm) basieren und für große Systeme (> 1 MW $\hat{=}$ 180-200 m³ i.N. / h) Preise von unter 1.000€/kW_{el} angenommen werden können. Ein Ausblick in zukünftige Preisentwicklungen erlaubt auch Annahmen von < 750€/kW_{el}.

Die spezifischen Systemkosten für AEC und PEMEC werden in Abhängigkeit der H₂-Produktionskapazität in Abbildung 4 dargestellt.

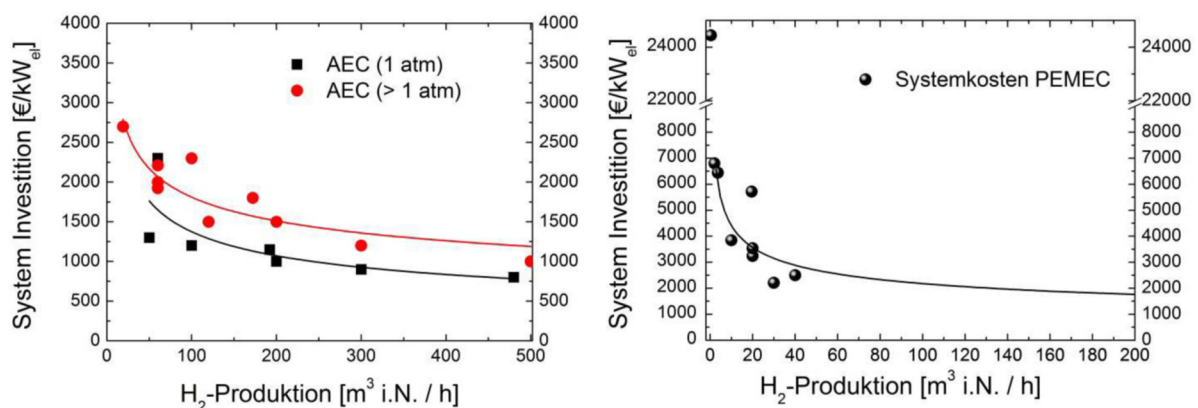


Abbildung 4: Spezifische Elektrolyse-Systemkosten in Abhängigkeit der H₂-Produktionskapazität für AEC und PEMEC [3]

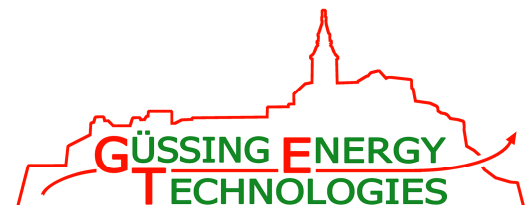


Tabelle 1 gibt einen Überblick über wichtige Parameter von AEC- und PEMEC-Technologien. Dabei wird der Stand der Technik (SdT) beleuchtet aber auch ein Ausblick auf zukünftige Entwicklungen gegeben.

	AEC		PEMEC	
	SdT	Ausblick	SdT	Ausblick
Temperatur [°C]	60-80	60-90	60-80	60-100
Druck [bar]	< 30	< 60	< 200	< 200
(Spannungs-)Wirkungsgrad [%]	60-80	65-85	65-80	80-90
Spez. el. Energieaufn. System [kWh/m ³ i.N.]	> 4,6	> 4,4	> 4,8	> 4,4
Unterer Teillastbereich [% d. NL]	30-40	10-20	0-10	0-5
Überlast [% d. NL]	< 150 %	< 150 %	< 200	> 200
Lebensdauer Stack [h]	< 100 000	< 100 000	< 50000	< 100000

Tabelle 1: Vergleich wichtiger Parameter der Elektrolýsetechnologien AEC und PEMEC (SdT=Stand der Technik) (verändert nach Steinmüller, et al., [3])

2.2 CO₂-Abtrennung

2.2.1 Systembeschreibung / Stand der Technik

Für die Methanisierung wird neben Wasserstoff auch eine CO₂-Quelle benötigt. Abhängig von den jeweils eingesetzten Technologien ergeben sich dabei unterschiedliche Ansprüche an die minimal erforderliche Gasqualität des kohlendioxidreichen Gasstroms [3].

Als mögliche Quellen für CO₂-reiche Gasströme kommen sowohl die Energieversorgung (Verbrennung, Kraftwerkstechnik) in Frage als auch Prozessgase aus der produzierenden Industrie. Steinmüller et al., [3] nennen folgende mögliche Quellen für kohlendioxidreiche Gasströme zur Nutzung in Power-to-Gas-Anwendungen:

- CO₂ aus der Energieversorgung (Verbrennung, Kraftwerkstechnik)
 - Post-Combustion
 - Pre-Combustion
 - Oxyfuel-Verfahren
 - Chemical-Looping-Prozesse:
 - Metall-basiert
 - Ca-basiert
- CO₂ aus „Prozessgasen“
 - Erdgasaufbereitung
 - Eisen- und Stahlindustrie, Hochofen, ULCORED-Direktreduktion
 - Raffinerieprozesse, petrochemische Industrie
 - Chemische Industrie, Ammoniak-Synthese
 - Produktion von Papier und Zellstoff
 - Produktion mineralischer Produkte
 - Zement
 - Kalk
 - Magnesiumsinter
 - Biogasaufbereitung
 - Bioethanolproduktion

Abbildung 5 gibt einen Überblick über technische Möglichkeiten zur Abtrennung von CO₂:

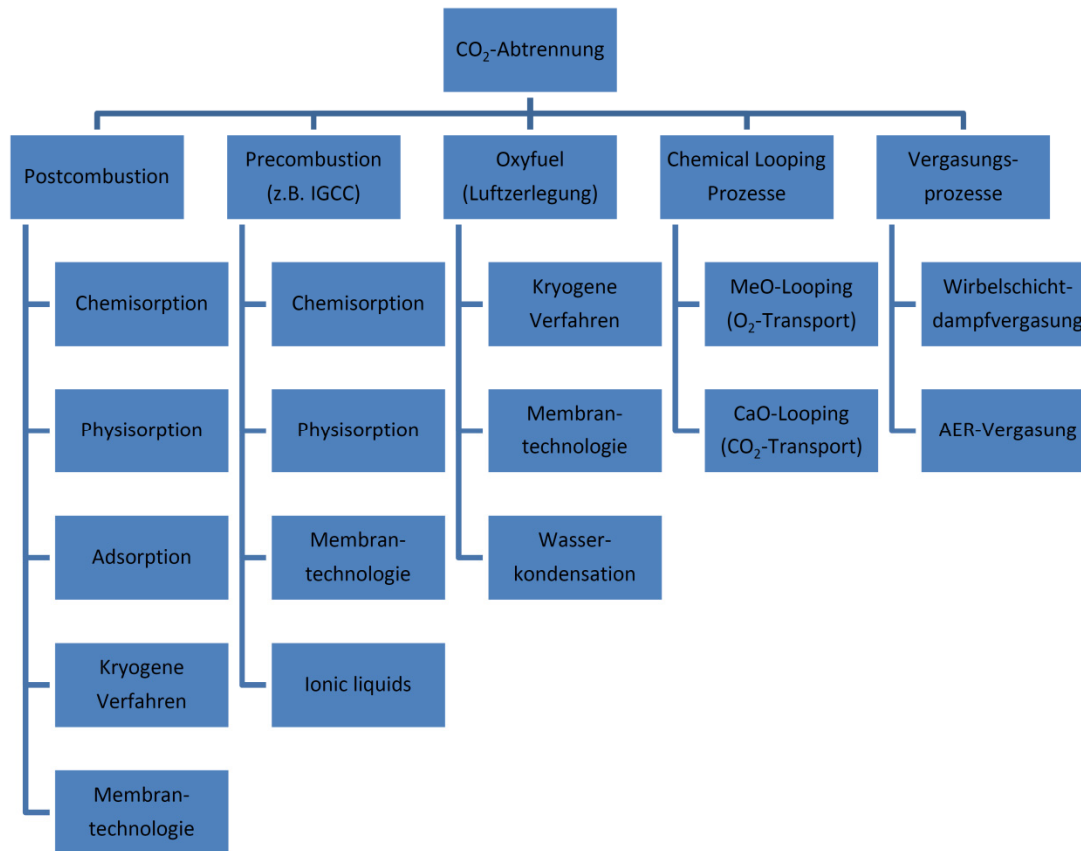


Abbildung 5: Systematische Unterscheidung von CO₂-Abtrennverfahren [3]

2.2.2 Ökonomische und technische Entwicklung

Die Kosten für die CO₂-Abtrennung sind auf der einen Seite abhängig von der jeweiligen CO₂-Quelle und auf der anderen Seite von der eingesetzten Technologie zur Abtrennung des Kohlendioxids. In der Literatur finden sich spezifischen Kosten unterschiedlicher Trennverfahren (Oxyfuel, Pre-Combustion, Chemical-Looping, ...), die im Folgenden kurz dargestellt werden:

- Bei Oxyfuel-Trennprozessen wurden durch die European Cement Research Academy [4] bzw. durch Barker [5] etwa Kosten von 35-40€/t CO₂ ermittelt. Birat [6] geht an anderer Stelle von zukünftigen Kosten von <50€/t CO₂ aus.
- Bei Pre-Combustion-Trennverfahren bewegen sich die spezifischen Kosten zwischen 25,1€/t CO₂ und 40,4€/t CO₂ [7].
- Chemical-Looping-Prozesse weisen Gesamtkosten für die CO₂-Abtrennung in einer Größenordnung von 20 bis 35€/t CO₂ auf [3].
- Mittels chemischer Absorption (Aminwäsche) wurden im Jahr 2008 zukünftig erreichbare Werte von 20 bis 25€/t CO₂ abgeschätzt [8].
- Merkel, Lin, Wei, & Baker [9] gehen bei der Anwendung von Membranverfahren (Gaspermeation) davon aus, dass spezifische Kosten von 13,4€/t CO₂ möglich sind.

2.2.3 CO₂-Quellen

Die Bewertung für das so genannte "carbon capture" erfordert eine umfassende Abgrenzung der CO₂-Quellen. Die Attraktivität von bestimmten CO₂-Quellen für dieses Vorhaben hängt von ihrem Volumen, Konzentration und Partialdruck, integrierten Systemaspekten und der Nähe zu einem geeigneten Speicher ab. Es gibt eine Reihe verschiedener Quellen, durch welche CO₂-Emissionen entstehen - allen voran fossile Brennstoffverbrennung im Energie-, Industrie-, Wohn- und Verkehrssektor. Im Bereich der Stromerzeugung und verschiedenen Industriesektoren können viele CO₂-Quellen mit beträchtlichen Emissionsmengen identifiziert werden. Allerdings gibt es auch eine hohe Anzahl an kleinen punktuellen Quellen welche für eine derartige Nutzung derzeit weniger bis gar nicht geeignet sind. [10]

Über 7.500 große CO₂-Emissionsquellen (über 0,1 MtCO₂ pro Jahr) konnten identifiziert werden. Diese Quellen sind geographisch auf der ganzen Welt verteilt, wobei sich bei genauerer Betrachtung vier Emissionscluster ergeben. in Nordamerika (dem Mittleren Westen und dem östlichen "freeboard" der USA), Nordwesteuropa, Südostasien (Ostküste) und Südasiens (der indische Sub - Kontinent). Prognosen für die Zukunft (bis 2050) zeigen, dass die Zahl der Emissionsquellen aus dem Industriesektor vor allem in Süd- und Südostasien zunehmen wird, während die Anzahl der "carbon capture" Emissionsquellen in Europa leicht rückläufig wird. [10]



Abbildung 6: Globale Verteilung großer stationärer CO₂-Quellen (IEA GHG) [10]



Tabelle 2: Profil der weltweit größten stationären CO₂-Quellen (Emission von mehr als 0,1 Mt CO₂ pro Jahr) (IEA GHG) [10]

Process	CO ₂ concentration in gas stream % by vol.	Number of sources	Emissions (MtCO ₂)	% of total CO ₂ emissions	Cumulative total CO ₂ emissions (%)	Average emissions/source (MtCO ₂ per source)
CO₂ from fossil fuels or minerals						
Power						
Coal	12 to 15	2,025	7,984	59.69	59.69	3.94
Natural gas	3	985	759	5.68	65.37	0.77
Natural gas	7 to 10	743	752	5.62	70.99	1.01
Fuel oil	8	515	654	4.89	75.88	1.27
Fuel oil	3	593	326	2.43	78.31	0.55
Other fuels ^a	NA	79	61	0.45	78.77	0.77
Hydrogen	NA	2	3	0.02	78.79	1.27
Natural-gas sweetening						
	NA ^b	NA	50 ^c	0.37	79.16	
Cement production						
Combined	20	1175	932	6.97	86.13	0.79
Refineries						
	3 to 13	638	798	5.97	92.09	1.25
Iron and steel industry						
Integrated steel mills	15	180	630 ^d	4.71	96.81	3.50
Other processes ^d	NA	89	16	0.12	96.92	0.17
Petrochemical industry						
Ethylene	12	240	258	1.93	98.85	1.08
Ammonia: process	100	194	113	0.84	99.70	0.58
Ammonia: fuel combustion	8	19	5	0.04	99.73	0.26
Ethylene oxide	100	17	3	0.02	99.75	0.15
Other sources						
Non-specified	NA	90	33	0.25	100.00	0.37
		7,584	13,375	100		1.76
CO₂ from biomass^e						
Bioenergy	3 to 8	213	73			0.34
Fermentation	100	90	17.6			0.2

^a Other gas, other oil, digester gas, landfill gas.

^b A relatively small fraction of these sources has a high concentration of CO₂. In Canada, only two plants out of a total of 24 have high CO₂ concentrations.

^c Based on an estimate that about half of the annual worldwide natural-gas production contains CO₂ at concentrations of about 4% mol and that this CO₂ content is normally reduced from 4% to 2% mol (see Section 3.2.2).

^d This amount corresponds to the emissions of those sources that have been individually identified in the reference database. The worldwide CO₂ emissions, estimated by a top-down approach, are larger than this amount and exceed 1 Gt (Gielen and Moriguchi, 2003).

^e For North America and Brazil only. All numbers are for 2003, except for power generation from biomass and waste in North America, which is for 2000.

2.2.3.1 Zementindustrie

Kohlendioxid fällt in der Zementherstellung als Nebenprodukt an. Klinker wird hergestellt, wenn Kalkstein erhitzt wird, um Kalk zu produzieren - während dieser Reaktion entstehen wesentliche Mengen an Kohlendioxid. Die endgültige Menge an erzeugtem Kohlendioxid variiert je nach Art des hergestellten Zements. Weltweit wird diese Quelle für Kohlendioxid jährlich auf 100 Millionen Tonnen CO₂-Emission in die Atmosphäre geschätzt. [11]

Die größten Zementhersteller europaweit in absteigender Reihenfolge (Stand 2013): [12]

- Spanien
- Türkei
- Italien
- Deutschland
- Frankreich
- Polen
- Griechenland
- Großbritannien
- Portugal

Die größten Firmen, welche europaweit Zement produzieren (Stand 2013): [12]

- Holcim
- Lafarge
- Heidelberg Cement
- Italcementi
- Buzzi Unicem
- Cimpor
- Cemex

Mittlerweile fusionierten Lafarge und Holcim zu LafargeHolcim und Italcementi wurde von Heidelberg Cement gekauft und eingegliedert.

Standorte Zementherstellung der einzelnen Unternehmen:

LafargeHolcim

Unterhält folgende Standorte in Europa:

Österreich: 2 Standorte – Mannersdorf, Retznei

im restlichen Europa ca. 30 weitere Standorte [13, S. 80], ohne nähere Ortsangaben

Heidelberg Cement

Unterhält folgende Standorte in Europa:[14]

- Bosnien-Herzegowina - Zementwerk Kakanj
- Estland - Kunda Nordic Tsement
- Bulgarien - Nähe von Varna, dem größten Hafen des Landes
- Georgien - Kartuli Cementi Ltd. in der Kaukasus-Region
- Georgien – HeidelbergCement Georgia (3 Zementwerke in den Regionen Kaspi u. Rustavi)
- Griechenland - Aspropyrgos (Attica)

- Kasachstan – 100 km südlich der Stadt Ust-Kamenogorsk, CaspiCement im Westen Kasachstans, Zementwerk Bukhtarma
- Norwegen - Brevik im Süden des Landes und Kjøpsvik im Norden
- Polen - Górażdze bei Opole
- Rumänien - Tasca bei Biczaz im Nordosten des Landes; Chiscadaga bei Deva, 400 km nordwestlich von Bukarest; Fieni in der Nähe der Hauptstadt Bukarest
- Russland - Cesla in der Oblast, Sterlitamak in der Republik Baschkortostan, Zementwerk Novogurovsky 150 km südl. von Moskau
- Schweden - Slite und Degerhamn – beide auf Inseln vor der Südostküste gelegen – sowie in Skövde im Süden des Landes
- Tschechien - Das Werk Radotin liegt in der Nähe der Hauptstadt Prag und das Werk Mokra befindet sich nahe der Stadt Brünn
- Ukraine - Dniprodzerzhinsk, Amvrosiyivka
- Ungarn - Vác und Beremend

Cemex

Unterhält folgende Standorte in Europa:[15]

- Kroatien – 3 Standorte
- Finnland - Loviisa, Naantali and Joensuu
- Deutschland – 2 Standorte
- Lettland – 1 Standort
- Polen – 2 Standorte
- Spanien – 6 Standorte

2.2.3.2 Kalkindustrie

Wie die Zementherstellung führt die industrielle Kalkproduktion zu einer Kohlendioxidemission, wenn Kalkstein aufgeheizt wird. Es wird angenommen, dass die Fertigproduktion etwa 800 kg Kohlendioxid pro Tonne ergibt. [11]

2.2.3.3 Eisen- und Stahlindustrie

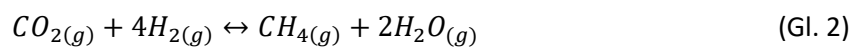
Ein Großteil des Kohlendioxids, das aus der Eisenproduktion entsteht, kommt direkt aus der Verbrennung von Koks oder Holzkohle als Brennstoff und Reduktionsmittel für den Hochofen. Noch mehr Kohlendioxid wird erzeugt, wenn Kalkstein als Flussmittel dem Ofen zugesetzt wird. [11]

2.3 Methanisierung

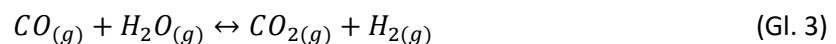
2.3.1 Systembeschreibung / Stand der Technik

Die Methanisierung, also die Erzeugung von Methan (CH_4) aus Wasserstoff (H_2) und Kohlendioxid (CO_2), ist der zweite wesentliche, jedoch optionale Verfahrensschritt neben der Elektrolyse innerhalb des Power-to-Gas-Konzeptes.

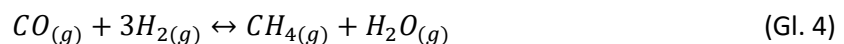
Bei der Methanisierung läuft die Sabatier-Reaktion ab. Dabei reagieren Kohlenstoffdioxid (bzw. Kohlenstoffmonoxid) mit Wasserstoff zu Methan und Wasserdampf. Die zugehörige Reaktionsgleichung ist nachstehend dargestellt [3]:



Neben der Sabatier-Reaktion mit CO_2 kann aber auch die Wassergas-Shift-Reaktion bzw. deren Umkehrung auftreten:



Demzufolge kann die Sabatier-Reaktion ebenfalls mit CO ablaufen:



Die Reaktionsenthalpien der Sabatier-Reaktion sind mit -165,0 kJ/mol für die Reaktion von CO_2 bzw. -206,2 kJ/mol für die Reaktion mit CO stark exotherm. Dadurch kommt es in Methanisierungsreaktoren zu starken Temperaturanstiegen, wobei in adiabaten Reaktoren Temperaturen von über 700°C erreicht werden können. Aus diesem Grund spielt das Wärmemanagement bei der Methanisierung eine zentrale Rolle [3].

Neben Reaktor- und Verfahrenskonzepten wird auch versucht mit Katalysatoren die Reaktionen in Bezug auf Selektivität, Umsatz, Reaktionsgeschwindigkeit zu optimieren.

In der Methanisierung werden Metalle wie Ru, Ir, Rh, Ni, Co, Os, Pt, Fe, Mo, Pd, Ag als katalytisch aktive Substanzen eingesetzt [16]. Neben der optimalen katalytischen Wirkung und bestmöglichen Selektivität für das Produkt Methan spielen auch die Kosten eine entscheidende Rolle bei der Auswahl des Katalysators.

Es gibt unterschiedliche technologische Verfahren zur Methanisierung, welche folgendermaßen eingeteilt werden können [17]:

- 2-Phasen-Systeme (Edukte gasförmig, Katalysator fest)
 - Festbett
 - Wirbelschicht
 - Beschichtete Waben
- 3-Phasen-Systeme (Edukte gasförmig, Katalysator fest, Wärmeträgermedium flüssig)
 - Blasensäule (Slurry)

2.3.2 Ökonomische und technische Entwicklung

Aufgrund des Entwicklungsstandes der verschiedenen Power-to-Gas Projekte gibt es nur wenig belastbare Daten für eine Kostenabschätzung für die Methanisierung im großen Leistungsbereich. Durch die verschiedensten möglichen Betriebsbedingungen wird eine Ermittlung der Investitionskosten erheblich erschwert [3].

Nach Kinger [18] können die relativen Kosten für die Methanisierung mit 13,73% der spezifischen Kosten für die Elektrolyse abgeschätzt werden. Geht man also von Investitionskosten von 1.000€/kW_{el} aus, können die spezifischen Kosten für die zugehörige Methanisierung auf 140€/kW_{el} abgeschätzt werden [3].

Die Kosten für eine Demonstrationsanlage im Bereich 5-10 MW_{el} werden bei Sterner [19] mit 2.000€/kW_{el} beziffert. Diese Kosten würden bei größeren Anlagen wahrscheinlich auf unter 1.000€/kW_{el} fallen. Darin enthalten sind der Elektrolyseur, die Methanisierung, die Kompression, die Leistungselektronik, die Verrohrung, die Systemsteuerung sowie die Bauleistungen [19]. Geht man auch hier von derselben Kostenstruktur wie in bei Kinger [18] aus, so belaufen sich die Investitionskosten für die Methanisierung auf rund 135 bis 275€/kW_{el}.

Brunner et al. [20] schätzen die spezifischen Kosten für die Methanisierung auf Basis einer Literaturrecherche wiederum auf einen Bereich zwischen 350€/kW_{el} (optimistisch) und 700€/kW_{el} (konservativ).

Lehner et al. [21] verglichen unterschiedliche Literaturquellen und schränkten die spezifischen Investitionskosten auf einen Bereich zwischen 300 und 500 €/kW_{el} ein.

3 Kostenschätzung Power-to-Gas

3.1 Bilanzgrenzen / Systemelemente

Eine konventionelle Power-to-Gas-Anlage besteht, je nach Verfahrensvariante und spezifischer Ausführung, aus den folgenden Komponenten, die in der vorliegenden Kostenschätzung berücksichtigt wurden [22]:

- Elektrolyseur
- Methanisierungsstufe
- Erschlossene CO₂-Quelle
- Gasnetzeinspeisung
- Stromnetzanschluss
- Ggf. Druckbehälter zur H₂-Speicherung
- Sonstige systemtechnische Komponenten
- Anlagensteuerung und Regelung

3.2 Allgemeine Überlegungen

Da Power-to-Gas im Vergleich eine relativ junge Technologie ist und es nur wenige Pilotanlagen im Leistungsbereich von einigen Megawatt gibt, unterscheiden sich die vorhandenen Konzepte/Anlagen im Detail stark, d.h. es gibt keine „Standard-Anlage“ oder Standard-Komponenten bzw. Konzepte die eingesetzt bzw. realisiert werden [20]. Aufgrund des Mangels detailliert verfügbarer Investitionskosten besteht daher eine relativ hohe Unsicherheit wenn es um Kostenschätzungen von Anlagen im größeren Leistungsbereich geht.

Da im Leistungsbereich von >10 MW noch keine Demonstrationsanlagen für konventionelles Power-to-Gas errichtet wurden, müssen Kosten aus geringeren Leistungsbereichen hochskaliert werden. Sterner [19] geht in seiner Arbeit auf diese Möglichkeit des „upscaling“ bei der Power-to-Gas-Technologie ein. Er führt aus, dass bei PtG ein relativ problemloses hochskalieren von Kosten möglich ist, da erstens die Elektrolyse modular aufgebaut ist und dementsprechend einfach erweitert wird und zweitens sich die Methanisierungs-Technologie einer größeren Anlage (10-100 MW) sich im Prinzip nicht von der einer kleineren Anlage (100 kW) unterscheidet. Als wesentliche Unterschiede nennt er lediglich die vergrößerten baulichen Dimensionen der Anlagenteile (etwa Durchmesser der Reaktoren) und die Notwendigkeit zur umfassenderen Planung von Wärmenutzungskonzepten für Ab- bzw. Überschusswärme [19].

3.3 Zusammenfassung dargestellter Erkenntnisse

- Im Abschnitt 0 haben wir festgehalten, dass die spezifischen Kosten für die **Elektrolyse** nach einigen Autoren um 1000€/kW_{el} liegen, zukünftig wahrscheinlich aber auch unter 750€/kW_{el} fallen werden.
- Die spezifischen Kosten für die **Methanisierung** werden von unterschiedlichen Autoren auf einen Bereich zwischen 135€/kW_{el} und 700€/kW_{el} geschätzt (siehe Abschnitt 2.3.2).

- Kosten für die **Bereitstellung von CO₂** werden in der Literatur auf einen Bereich zwischen 13 und 50€/t CO₂ eingeschränkt.

3.4 PtG-Kostenschätzungen in der Literatur

3.4.1 Sterner, [19]

Geht man von den Erhebungen von Sterner [19] aus (siehe Abschnitt 2.3.2), kann man für eine Power-to-Gas-Anlage unterschiedlicher Leistungsgrößen folgende Kosten annehmen:

30 MW		50 MW		70 MW	
optimistisch	konservativ	optimistisch	konservativ	optimistisch	konservativ
[Mio. €]		[Mio. €]		[Mio. €]	
30	60	50	100	70	140

Tabelle 3: Kostenschätzung einer PtG-Anlage [19]

3.4.2 Aicher et al., [23]

In dieser Untersuchung schätzten die Autoren Investitionskosten für eine Power-to-Gas-Anlage mit einer Elektrolyse-Leistung von 36 MW. Die Kosten wurden wie folgt ermittelt:

[Mio. €]	Elektrolyse	Verdichtung	H ₂ -Speicher	Methanisierung	Summe
Szenario1	28,8	1	8,3	0,7	38,8
Szenario2	28,8	1	4,8	1,2	35,8

Tabelle 4: Kostenschätzung einer PtG-Anlage [23]

Szenario1:

Die Methanisierung arbeitet stationär und produziert 311 m³ CH₄/h. Der erforderliche H₂-Speicher fasst 1.700 m³.

Szenario2:

Die Methanisierung kann bei stark schwankenden Lasten (40-100%) betrieben werden. Die Maximalleistung der Methanisierung liegt bei 591 m³ CH₄/h. Die jährliche Methanproduktion ist ähnlich wie bei Szenario1. Der H₂-Speicher umfasst 850 m³.

3.4.3 Meyer et al., [24]

Die Ergebnisse der Analysen dieser Autoren geben für ein Gesamtsystem zur Methanolsynthese bestehend aus Elektrolyseur, Syntheseanlage inklusive aller Nebenkosten zur Erschließung und Aufbau der Anlage, wie beispielsweise Baunebenkosten, Kosten in Höhe von ca. 2.380 €/kW_{el} bei einer elektrischen Anschlussleistung von 4,91 MW an [24].

Hochskaliert auf eine 30 MW-Anlage würde das Investitionskosten von 71,4 Mio. € ergeben.

Wie die Kostenschätzung in D3.5 des gegenständlichen Projektes zeigt, ergeben sich für das PtG-Konzept im Anschluß an eine Vergasung Investitionskosten von ca. 1.300,- EUR /kW Elektrolyseleistung, also etwas mehr als die Hälfte.

3.4.4 Aktuelle Kosten- und Preisangaben

Umfangreiche Studien zu diesem Thema wurden in den letzten Jahren auch in Frankreich, um das KIT, bzw. in Österreich von der TU Graz, oder der JKU durchgeführt. Diese belegen abermals, dass der Großteil der Investitionskosten durch den Elektrolyseur verursacht werden. Lt. diesen Angaben variieren die Investitionskosten im Bereich zwischen 1 und 2 EUR pro MW_{el} für kommerzielle PtG-Anlagen in der Größenordnung zwischen 30 und 100 MW [19], [23], [24], [25], [26].

In allen Arbeiten wird eindeutig der enge Zusammenhang zwischen Wirtschaftlichkeit und Volllaststunden herausgearbeitet. Bei geringen Volllaststunden, wie z.Bsp. 1200 pro Jahr betragen die Gesteuerungskosten von PtG-Erdgas bis zu 300 EUR/MWh, bei 3000 Volllaststunden sinken diese Kosten auf die Hälfte [25], [26].

Andere Studien bestätigen diesen Ansatz und die Kosten [27], bzw. geben höhere Kosten an, wie z.Bsp. Gesteuerungskosten von H₂, welche allein schon zwischen 100 und 200 EUR/MWh liegen können [26].

3.5 Kostenschätzung

Die vorliegende Kostenschätzung beruht auf den Erhebungen, die in den vorangegangenen Abschnitten dokumentiert wurden. Die Quellen für die erforderlichen Größen bzw. Annahmen für die Berechnung sind in der Kostenschätzung (Tabelle 5) angegeben. Wenn keine Quellen angegeben wurden, sind eigene Annahmen getroffen worden.



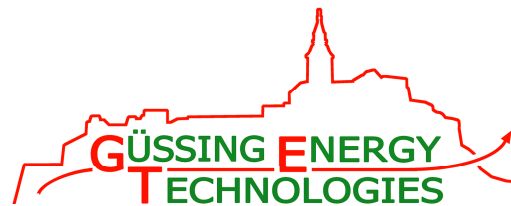
Kostenschätzung konventionelles Power-to-Gas

Annahmen

Investitionskosten		Einheit	Quelle
spezifische Investitionskosten Elektrolyse	850	[€/kW _{el_input}]	Siehe Abschnitt 3.3
spezifische Investitionskosten Methanisierung	200	[€/kW _{el_input}]	Siehe Abschnitt 3.3
Wasserstoffzwischenpeicher	18	[% der Elektrolyse- Investitionskosten]	[28]
Erdgas-Netzzugangskosten (Bauleistungen, Übergabestation, Verdichtung, Rohrleitung)	250.000	[€]	[28]
Planung	10	[% der direkten Investitionskosten]	[29]
Unvorhergesehene Kosten	3	[% der direkten Investitionskosten]	[29]
Förderung Investitionskosten	20	[%]	
laufende Kosten			
spezifische Kosten für CO ₂	30	[€/t CO ₂]	Siehe Abschnitt 3.3
Betriebs- und Wartungskosten	3,5	[% der direkten Investitionskosten]	[19], [30]
Versicherung	0,7	[% der direkten Investitionskosten]	
spezifische Kosten für Wasser	3,2	[€/kW _{el_input}]	berechnet
Personalkosten	20.000	[€/a]	[29]
Stoffströme			

Güssing Energy Technologies GmbH

A-7540 Güssing, Wiener Straße 49
 Tel.: +43 3322 42606 311
 Fax: +43 3322 42606 399
 e-mail: office@get.ac.at
 URL: http://get.ac.at



	H ₂ -Produktion bei 1-MW-Elektrolyse	200	[Nm ³ /MW*h]	[31]
	CO ₂ -Bedarf bei 1-MW-Elektrolyse	50	[Nm ³ /MW*h]	[31]
	CH ₄ -Produktion bei 1-MW-Elektrolyse	50	[Nm ³ /MW*h]	[31]
Anlagenspezifische Größen				
	Wasserbedarf Elektrolyse	2	[kg/Nm ³ H ₂]	[32]
	Strombedarf Elektrolyse	5	[kWh/Nm ³ H ₂]	[31]
Preise				
	Strompreis	75	[€/MWh]	[28]
	Preis Wasser	2	[€/m ³]	
	Preis Erdgas	25	[€/MWh]	
Stoffdaten				
	Heizwert Methan	9,968	[kWh/Nm ³]	
	Dichte CO ₂	1,98	[kg/Nm ³]	
Rahmenbedingungen				
	Volllaststunden	4.000	[h]	
	Nutzungsdauer	20	[a]	[20]
	Kalkulatorischer Zinssatz	6	[%]	
	Restwert der Anlage nach Abschreibung	10	[%]	
	Gesamtwirkungsgrad (Strom-Methan)	62	[%]	[20]
Berechnungen				
			Elektrolyse-Leistung (MW)	

Güssing Energy Technologies GmbH

A-7540 Güssing, Wiener Straße 49
 Tel.: +43 3322 42606 311
 Fax: +43 3322 42606 399
 e-mail: office@get.ac.at
 URL: http://get.ac.at



Investitionskosten [€]	30	50	70
Elektrolyse	25.500.000	42.500.000	59.500.000
Methanisierung	6.000.000	10.000.000	14.000.000
H ₂ -Speicher	4.590.000	7.650.000	10.710.000
Erdgas-Netzzugangskosten (Bauleistungen, Übergabestation, Verdichtung, Rohrleitung)	250.000	250.000	250.000
Planung	3.634.000	6.040.000	8.446.000
Unvorhergesehene Kosten	1.090.200	1.812.000	2.533.800
Summe Investitionskosten	41.064.200	68.252.000	95.439.800
Förderung Investitionskosten	8.212.840	13.650.400	19.087.960
Finanzierungsbedarf	32.851.360	54.601.600	76.351.840
laufende Kosten [€/a]			
Rückzahlung Fremdfinanzierung	2.774.826	4.611.984	6.449.142
Stromkosten	9.000.000	15.000.000	21.000.000
CO ₂	356.400	594.000	831.600
Wasser	96.000	160.000	224.000
Betriebskosten	1.271.900	2.114.000	2.956.100
Personal	20.000	20.000	20.000
Versicherung	254.380	422.800	591.220
Summe laufende Kosten	13.773.506	22.922.784	32.072.062
Erlöse [€/a]			
Methan-Einspeisung	1.860.000	3.100.000	4.340.000

Tabelle 5: Kostenschätzung konventionelles Power-to-Gas

4 Literaturverzeichnis

- [1] G. Reiter und J. Lindorfer, „Möglichkeiten der Integration von Power-to-Gas in das bestehende Energiesystem“, *Jahrb. Energiewirtschaft*, S. 17–40, 2013.
- [2] R. Tichler, „Volkswirtschaftliche Relevanz von Power-to-Gas für das zukünftige Energiesystem“, *Present. At*, Bd. 8, 2013.
- [3] H. Steinmüller u. a., „Power to Gas – eine Systemanalyse. Markt- und Technologiescouting und -analyse“, Wien (Österreich), Endbericht, 2014.
- [4] „ECRA CCS Project – Report on Phase III“, März 2012.
- [5] D. J. Barker, S. A. Turner, P. A. Napier-Moore, M. Clark, und J. E. Davison, „CO₂ Capture in the Cement Industry“, *Energy Procedia*, Bd. 1, Nr. 1, S. 87–94, Feb. 2009.
- [6] J. P. Birat und D. Maizière-lès-Metz, „Steel sectoral report“, *Contrib. UNIDO Roadmap CCS1-Fifth Draft JP Birat Arcelor Mittal Glob. R Maizières-Lès-Metz Fr.*, 2010.
- [7] Rezvani, S und Ashok, D, „Techno-Economic Status of Precombustion Route“, gehalten auf der CCS Cost Workshop, California (USA), Apr-2012.
- [8] M. Mofarahi, Y. Khojasteh, H. Khaledi, und A. Farahnak, „Design of CO₂ absorption plant for recovery of CO₂ from flue gases of gas turbine“, *Energy*, Bd. 33, Nr. 8, S. 1311–1319, Aug. 2008.
- [9] T. C. Merkel, H. Lin, X. Wei, und R. Baker, „Power plant post-combustion carbon dioxide capture: An opportunity for membranes“, *J. Membr. Sci.*, Bd. 359, Nr. 1–2, S. 126–139, Sep. 2010.
- [10] B. Metz und Intergovernmental Panel on Climate Change, Hrsg., *IPCC special report on carbon dioxide capture and storage*. Cambridge: Cambridge University Press, for the Intergovernmental Panel on Climate Change, 2005.
- [11] „Sources of Carbon dioxide- Industry“, 05-Juli-2017. [Online]. Verfügbar unter: <http://www.ghgonline.org/co2industry.htm>.
- [12] „Zement“, *Wikipedia*. 26-Juni-2017.
- [13] „Geschäftsbericht LafargeHolcim 2015“, Jona (Schweiz), 2016.
- [14] Heidelberg Cement, „Nord- und Osteuropa-Zentralasien | HeidelbergCement Group“. [Online]. Verfügbar unter: <http://www.heidelbergcement.com/de/nord-und-osteuropa-zentralasien>. [Zugegriffen: 29-Juni-2017].
- [15] „CEMEX Croatia | Worldwide Locations“. [Online]. Verfügbar unter: <http://archive.cemex.com/AboutUs/Croatia.aspx>. [Zugegriffen: 29-Juni-2017].
- [16] G. A. Mills und F. W. Steffgen, „Catalytic Methanation“, *Catal. Rev.*, Bd. 8, Nr. 1, S. 159–210, Jän. 1974.

- [17] S. Bajohr, M. Götz, F. Graf, und F. Ortloff, „Speicherung von regenerativ erzeugter elektrischer Energie in der Erdgasinfrastruktur“, *Gas-Wasserfach Gas-Erdgas*, Bd. 152, Nr. 4, S. 200–210, 2011.
- [18] G. Kinger, „Umwandlung von Grünstrom in speicherbare Energieträger in Smart Grids“, *Green Energy Conversion & Storage*, Wien (Österreich), 2012.
- [19] M. Sterner, *Bioenergy and Renewable Power Methane In Integrated 100% Renewable Energy Systems: Limiting Global Warming By Transforming Energy Systems*. kassel university press GmbH, 2009.
- [20] C. Brunner, J. Michaelis, und D. Möst, „Competitiveness of Different Operational Concepts for Power-to-Gas in Future Energy Systems“, *Z. Für Energiewirtschaft*, Bd. 39, Nr. 4, S. 275–293, Dez. 2015.
- [21] M. Lehner, R. Tichler, H. Steinmüller, und M. Koppe, „The Power-to-Gas Concept“, in *Power-to-Gas: Technology and Business Models*, Springer International Publishing, 2014, S. 7–17.
- [22] P. Hochloff u. a., „Abschlussbericht-Metastudie-Energiespeicher“, Fraunhofer - Institut für Umwelt - , Sicherheits - und Energietechnik UMSICHT, Okt. 2014.
- [23] T. Aicher, M. I. Gonzalez, G. Schaub, und M. Götz, „Betrachtungen des Gesamtsystems im Hinblick auf Dynamik und Prozessintegration“, *Energiewasser-Prax.* 65, S. 51–55, Nov. 2014.
- [24] J. Mayer, M. Jakuttis, S. Binder, und A. Hornung, „Energetische und wirtschaftliche Betrachtung einer dezentralen Methanolsynthese“, Graz (Österreich), 14-Feb-2014.
- [25] M. Götz, F. Graf, A. Koch, J. Lefebvre, S. Bajohr, und T. Kolb, „Coupling of Biomass Based Processes with PtG, Methanation Technologies, Process Concepts, and Economics“, Paris (Frankreich), 01-Juni-2015.
- [26] F. Graf, A. Krajete, und U. Schmack, „Techno-ökonomische Studie zur biologischen Methanisierung bei Power-to-Gas-Konzepten“, Okt. 2014.
- [27] N. Kaim-Albers, F. Holtrup, und S. Tornic, „Energie für Deutschland 2015 Fakten, Perspektiven und Positionen im globalen Kontext“, World Energy Council, Weltenergieerat – Deutschland e.V. Gertraudenstraße 20 D-10178 Berlin Tel: +49 (0)30/20616750 info@weltenergieerat.de www.weltenergieerat.de, Mai 2015.
- [28] J. Michaelis, J. Junker, und M. Wietschel, „Eine Bewertung der Regelenergievermarktung im Power-to-Gas-Konzept“, *Z. Für Energiewirtschaft*, Bd. 37, Nr. 3, S. 161–175, Sep. 2013.
- [29] H.-J. Allelein, S. Sieling, F. Schillig, und Gunter CHRISTOPH, „Power-to-Gas – Eine wirtschaftliche Option?“, *Nr. Energie, Markt, Wettbewerb*, S. 50–53, Feb. 2014.
- [30] M. Jentsch, T. Trost, und M. Sterner, „Optimal use of power-to-gas energy storage systems in an 85% renewable energy scenario“, *Energy Procedia*, Bd. 46, S. 254–261, 2014.
- [31] M. Götz u. a., „Renewable Power-to-Gas: A technological and economic review“, *Renew. Energy*, Bd. 85, S. 1371–1390, Jän. 2016.

Güssing Energy Technologies GmbH

A-7540 Güssing, Wiener Straße 49
Tel.: +43 3322 42606 311
Fax: +43 3322 42606 399
e-mail: office@get.ac.at
URL: http://get.ac.at



[32] „Hydrogenics“. [Online]. Verfügbar unter: <http://www.hydrogenics.com/>. [Zugegriffen: 18-Nov-2016].