

# Technische und ökonomische Bewertung der Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse

Sayed Mobasher Saba

Energie & Umwelt / Energy & Environment Band / Volume 570 ISBN 978-3-95806-615-1



Forschungszentrum Jülich GmbH Institut für Energie- und Klimaforschung Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14)

# Technische und ökonomische Bewertung der Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse

Sayed Mobasher Saba

Schriften des Forschungszentrums Jülich Reihe Energie & Umwelt / Energy & Environment

Band / Volume 570

ISSN 1866-1793

ISBN 978-3-95806-615-1

Bibliografische Information der Deutschen Nationalbibliothek. Die Deutsche Nationalbibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliografie; detaillierte Bibliografische Daten sind im Internet über http://dnb.d-nb.de abrufbar.

Herausgeber und Vertrieb:	Forschungszentrum Jülich GmbH Zentralbibliothek, Verlag 52425 Jülich Tel.: +49 2461 61-5368 Fax: +49 2461 61-6103 zb-publikation@fz-juelich.de www.fz-juelich.de/zb
Umschlaggestaltung:	Grafische Medien, Forschungszentrum Jülich GmbH
Titelbild:	©vector_master - Fotolia (Moleküle), ©Alex Staroseltsev - stock.adobe.com (Wasser)
Druck:	Grafische Medien, Forschungszentrum Jülich GmbH
Copyright:	Forschungszentrum Jülich 2022

Schriften des Forschungszentrums Jülich Reihe Energie & Umwelt / Energy & Environment, Band / Volume 570

D 82 (Diss. RWTH Aachen University, 2021)

ISSN 1866-1793 ISBN 978-3-95806-615-1

Vollständig frei verfügbar über das Publikationsportal des Forschungszentrums Jülich (JuSER) unter www.fz-juelich.de/zb/openaccess.



This is an Open Access publication distributed under the terms of the <u>Creative Commons Attribution License 4.0</u>, which permits unrestricted use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

# Technische und ökonomische Bewertung der Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse von Sayed Mobasher Saba

#### Kurzfassung

Diese Arbeit beschäftigt sich mit der technischen und ökonomischen Bewertung der Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse, die für die Erzeugung von regenerativem Wasserstoff verwendet werden kann. Vorrangiges Ziel dieser Arbeit ist es, die potenziellen spezifischen Selbstkosten dieser Technologie nachvollziehbar zu bestimmen.

Um dieses Ziel zu erreichen, wird zuerst der Aufbau eines Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs, der aus einem oder mehreren Stacks und der entsprechenden Peripherie besteht, diskutiert. Der Stack – ein Stack bildet den Kern eines Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs – wird detailliert design-, material- sowie fertigungstechnisch analysiert und anschließend kostentechnisch bewertet. Hierbei werden neben bestehenden Design-Konzepten aus der Literatur (konservative Stack-Variante), auch potenzielle Alternativen (innovative Stack-Variante) zu diesen diskutiert. Zur anschließenden kostentechnischen Bewertung wird in dieser Arbeit ein Produktionsmodell entwickelt, mit dessen Hilfe die Selbstkosten eines Stacks berechnet werden können. In dieses Kostenmodell zur Berechnung der Selbstkosten fließen Daten aus der Analyse zu den benötigten Materialien, den Materialkosten und den Fertigungsparametern hinein.

Für die Kostenberechnung der Peripherie-Komponenten des Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs, wird eine bestehende Kostenschätzungsmethode aus der chemischen Industrie verwendet. Hierbei handelt es sich um eine Kostenfunktionsmethode, die angewendet werden kann, wenn die Peripherie-Komponenten entsprechend den Betriebsbedingungen ausgelegt werden. Die Kostenschätzung der Leistungselektronik erfolgte im Rahmen einer Expertendiskussion.

Mit Hilfe des Stack-Kostenmodells und des Kostenmodells für die Peripheriekomponenten, sind in dieser Arbeit die spezifischen Selbstkosten von technisch relevanten/ausgewählten Systemkonfigurationen bestimmt worden. Neben Selbstkosten werden im Rahmen der Arbeit auch mögliche Verkaufspreise für das Gesamtsystem ermittelt. Diese Verkaufspreise schließen die Installationskosten, die Kosten für Hilfseinrichtungen, Kosten infolge von unvorhergesehen Ereignissen, mögliche Margen, Steuern und die Kosten für den Anlagenbetrieb in den ersten Monaten mit ein und werden als *Total Capital Investments* in der Arbeit bezeichnet.

Ein Vergleich der Selbstkostenwerte dieser Arbeit für die betrachteten Systemkonfigurationen (Wasserversorgung von Anode und Kathode sowie ausschließlicher Wasserversorgung der Kathode) bei einem Betriebspunkt von 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup> liefert Selbstkostenwerte zwischen 160 bis 270 Euro pro Kilowatt elektrischer Systemeingangsleistung (€/kW<sub>e</sub>).

#### Technical and Economical Evaluation of Polymer-Electrolyte-Membrane Electrolysis by Saved Mobasher Saba

Abstract

This thesis deals with the technical and economical evaluation of the polymer-electrolytemembrane electrolysis, which can be used to produce regenerative hydrogen. The primary goal of this work is to determine the potential specific prime costs of this technology in a comprehensible manner.

To achieve this goal, the design of a polymer-electrolyte-membrane electrolyser, which consists of one or more stacks and the corresponding periphery, is discussed. The stack - a stack forms the core of a polymer-electrolyte-membrane electrolyser - is analyzed in detail in terms of design, material and production technology and then evaluated in terms of costs. In addition to existing design concepts from the literature (conservative), potential alternatives (innovative) to these are also discussed. For the subsequent cost assessment, a production model is developed in this thesis, with the help of which the cost of a stack can be calculated. Data from the analysis of the required materials, the material costs, and the production parameters flow into this cost model for calculating the prime costs.

For the cost calculation of the peripheral components of the polymer-electrolyte-membrane electrolyser, an existing cost estimation method from the chemical industry is used. This is a cost function method that can be used if the peripheral components are designed according to the operating conditions. The cost estimate of the power electronics was made in the context of an expert discussion.

With the help of the stack cost model and the cost model for the peripheral components, the specific prime costs of technically relevant/selected system configurations were determined in this thesis. In addition to the prime costs, possible sales prices for the entire system are determined as part of the work. These sales prices include installation costs, costs for auxiliary equipment, costs as a result of unforeseen events, possible margins, taxes and the costs of plant operation in the first few months and are referred to as *Total Capital Investments* in the work.

A comparison of the cost values in this work for the investigated system configurations (water supply of anode and cathode as well as exclusive water supply to the cathode at different pressures) at an operating point of 1.7 V and 2.25 A·cm<sup>-2</sup> resulted in a cost range between 160 and 270 euros per kilowatt of electrical system input power ( $\in/kW_e$ ).

# Inhaltsverzeichnis

1	Eir	nleitu	ng	1
	1.1	Mot	tivation der Arbeit	2
	1.2	Ziel	der Arbeit	4
	1.3	Auf	bau der Arbeit	5
2	PE	M-EI	ektrolyseure: System-Design, Effizienz und spezifische Kosten	7
	2.1	Sys	tem-Design	7
	2.1	1.1	Systemeffizienz und Systemkosten	11
	2.2	Sta	ck-Design, Funktion der Stack-Komponenten und Stack-Materialien	13
	2.2	<u>2</u> .1	Zersetzungsspannung und Spannungswirkungsgrad	17
3	Wi	rtsch	aftswissenschaftliche Grundbegriffe	21
	3.1	Der	Investitionsbegriff	21
	3.2	Der	Kosten- und Preisbegriff	23
	3.2	<u>2</u> .1	Betriebliche Kostenerfassung: Kosten- und Erlösrechnung/Leistungsrechnung.	27
	3.2	2.2	Plankalkulation/Vorkalkulation	30
	3.3	Kos	stenschätzungsmethoden/Vorkalkulationsmethoden	31
	3.3	3.1	Material-, Kilokosten und Kostenfunktionsmethode	32
	3.3	3.2	Kostenmethode nach Turton – Anlagenbau	35
	3.3	3.3	Expertenabschätzungen und Detailkalkulationen	40
	3.4	Erg	ebnisse und Methoden bisheriger Kostenprojektionen zu PEM-Elektrolyseuren	40
	3.4	4.1	Expertenbefragungen und weitere Untersuchungen	40
	3.4	1.2	Detailkalkulation: National Renewable Energy Lab (NREL)	44
	3.4	1.3	Diskussion bisheriger Kostenprojektionen	47
	3.5	Zus	ammenfassung und Beurteilung der Informationen des Kapitels	48
4	Ma	ateria	lbezugskosten/Anschaffungskosten elektrolyserelevanter Materialien	49
	4.1	Ede	elstahl und unlegierter Baustahl	49
	4.2	Kur	nststoffe	51
	4.3	Kup	ofer	52
	4.4	Tita	nblech, Titanpulver und Wasserstoffversprödung bei Titan	53
	4.5	Koł	nlenstoffpapier	56
	4.6	Naf	ion <sup>®</sup>	57

	4.7	Kata	alysatoren: Platin und Iridium	58
	4.8	Zus	ammenfassung und Beurteilung der Informationen und Ergebnisse des	Kapitels61
5 K	Fer ompon	tigur iente	gstypen sowie Fertigungsverfahren & Komponentenanalyse der einz n eines PEM-Stacks	elnen Stack- 63
	5.1	Fer	igungstypen und Organisationtypen der Fertigung	63
	5.2	End	-, Iso- und Stromverteilerplatte	67
	5.3	Rah	men	71
	5.4	Bipo	blarplatten	76
	5.4	.1	Edelstahl-Bipolarplatten-Konzepte	77
	5.4	.2	Titan-Bipolarplatten-Konzepte	80
	5.5	Gas	diffusionsschichten: Anode und Kathode	82
	5.5	.1	Konzepte für Gasdiffusionsschichten: Anode und Kathode	83
	5.6	Mer	nbran-Elektroden-Einheit	86
	5.7	Zus	ammenfassung und Beurteilung der Informationen und Ergebnisse des	Kapitels90
6	Me	thodi	k dieser Arbeit	95
	6.1	Sta	ck Produktionsmodell	96
	6.1	.1	Dimensionierung der Stack-Komponenten	97
	6.1	.2	Berechnung der Selbstkosten am Beispiel der Endplatte	104
	6.1	.3	Monte Carlo-Simulation	107
	6.2	BO	P Kostenmodell	108
	6.2	.1	Zirkulationspumpen	109
	6.2	.2	Wärmeübertrager	111
	6.2	.3	Verdichtung, Trocknung und Gas-Wasser-Separator	113
	6.2	.4	Transformator und Gleichrichter	114
	6.3 Inves	Ber tmen	echnung der Selbstkosten, der <i>Fixed Capital Investments</i> und der ts des Systems und Ableitung spezifischer Kosten	Total Capital 117
7	Erg	jebni	sse der Selbstkostenanalyse der Stack-Komponenten	119
	7.1	Sell	ostkosten End-, Isolations- und Stromverteilerplatte	119
	7.2	Sell	ostkosten Rahmen und Gasdiffusionsschichten	120
	7.3	Sell	ostkosten Bipolarplatten	125
	7.4	Sell	ostkosten Membran-Elektroden-Einheit	131
	7.5	Sell	ostkosten von möglichen Stack-Varianten aus Kostenanalyse	133
	7.6	Um	rechnung der Stack-Selbstkosten in €/kW <sub>e</sub> , €/kW <sub>LHV</sub> , €/kW <sub>HHV</sub>	

8	Erg	ebnisse der Selbstkostenanalyse der betrachteten Systemkonfigurationen
	8.1	Skalierung der betrachteten Systemkonfigurationen144
	8.2 30 bai	Ergebnisse Selbstkosten Systemvariante: Differenzdruck Anode 1 bar + Kathode r und ausschließlich Kathode bei 30 bar147
	8.3 Selbst <i>Invest</i>	Gegenüberstellung aller untersuchten Systemvarianten bei 1,7 V und 2,25 A·cm <sup>-2</sup> : kosten, <i>Fixed Capital Investments</i> , mögliche Verkaufspreise und <i>Total Capital</i> ments der Systemvarianten
	8.4	Ergebnisvergleich der Selbstkosten mit Literaturwerten
9	Zus	ammenfassung und Fazit der einzelnen Kapitel der Arbeit
1	0 Anh	nang163
	10.1	Anhang zu Abschnitt 6.1.2
	10.2	Berechnungsblatt Endplatte Edelstahl, Anhang zu Abschnitt 7.1
	10.3	Berechnungsblatt Isolationsplatte, Anhang zu Abschnitt 7.1
	10.4	Berechnungsblatt Stromabnehmer, Anhang zu Abschnitt 7.1 168
	10.5	Berechnungsblatt Rahmen, Anhang zu Abschnitt 7.2 170
	10.6	Berechnungsblatt Gasdiffusionsschicht Kathode, Anhang zu Abschnitt 7.2 172
	10.7 besch	Berechnungsblatt Gasdiffusionsschicht Anode: Sinterkörper beid- und einseitig ichtet, Anhang zu Abschnitt 7.2
	10.8	Berechnungsblätter Bipolarplatten, Anhang zu Abschnitt 7.3
	10.8	8.1 Edelstahl, geformt, Titanpulver, Platinpünktchen auf aktive Fläche
	10.8	8.2 Titan, geformt, Platinpünktchen auf aktive Fläche
	10.8 Gas	B.3 Edelstahl, geformt, Titanpulver, Beschichtung mittels physikalischer   sphasenabscheidung der aktiven Fläche 181
	10.8 Gas	8.4Titanblech, geformt, Beschichtung der aktiven Fläche mittels Physikalischersphasenabscheidung.184
	10.9	Berechnungsblatt Membran-Elektroden-Einheit, Anhang zu Abschnitt 7.4
	10.10	Anhang zu Abschnitt 7.6
	10.11	Anhang zu Kapitel 8: Systemkosten untersuchter Varianten
	10.1	11.1 Anhang zu Abschnitt 8.1
	10.′ Kat	11.2 Anhang zu Abschnitt 8.2: Anode 1 bar + Kathode 30 bar und ausschließlich hode bei 30 bar. Selbstkosten bei unterschiedlichen Betriebspunkten
	10.′ Kat	11.3 Anhang zu Abschnitt 8.2: Anode 1 bar + Kathode 30 bar und ausschließlich hode bei 30 bar. Fixed Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten 194
	10. <sup>-</sup> Kat	11.4 Anhang zu Abschnitt 8.2: Anode 1 bar + Kathode 30 bar und ausschließlich hode bei 30 bar. Total Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten 196

10.12.1 Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 1 bar + Kathode 1 bar und ausschließlich Kathode bei 1 bar. Fixed Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten ..... 200

10.12.2 Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 1 bar + Kathode 1 bar und ausschließlich Kathode bei 1 bar. Total Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten ...... 202

10.13.1 Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 70 bar + Kathode 100 bar und ausschließlich Kathode bei 100 bar. Fixed Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten . 206

10.13.2 Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 70 bar + Kathode 100 bar und ausschließlich Kathode bei 100 bar. Total Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten...208

1	0.14	Verwendeter Quellcode Visual Basic for Applications in Excel	.210
1	0.15	Berechnungsblätter einzelner Stack-Varianten VBA-Code	.210
11	Abbil	dungsverzeichnis	.233
12	Tabe	llenverzeichnis	.241
13	Litera	turverzeichnis	.247

#### 1 Einleitung

In den letzten Jahren ist weltweit ein beachtlicher Zubau an erneuerbaren Energien zu beobachten. So betrug der Zubau der Kapazitäten an erneuerbaren Energien 2015 global insgesamt 1849 GW, wodurch die neu installierten Kapazitäten an erneuerbaren Energien in diesem Jahr höher waren als jene von fossilen Energieträgern [1 S. 7]. Dieser positive Trend ist auch in den nachfolgenden Jahren bis einschließlich 2018 zu vermelden [2 S. 7, 3 S. 8] und sollte aus Gründen des Klimaschutzes nicht an Geschwindigkeit verlieren. Insbesondere Länder wie Deutschland, die sich das Ziel gesetzt haben hauptsächlich auf erneuerbare Energieträger für die Energiebereitstellung zurückzugreifen [4], sehen sich im Zuge dieser Transformation neuen Herausforderungen hinsichtlich der Energiebereitstellung, der Energiedistribution über Netze und der Netzstabilisierung ausgesetzt [5, 6].

Dies ist darin begründet, dass erneuerbare Energiequellen wie Wind- oder Solarenergie naturgemäß Schwankungen unterliegen, und die Bereitstellung elektrischer Energie deshalb nicht nach dem aktuellen Bedarf erfolgen kann. Nachfrage und Angebot elektrischer Energie müssen zu jedem Zeitpunkt übereinstimmen, weshalb bei einem Überschuss an regenerativen Energiequellen ihre Produktion heutzutage heruntergeregelt werden muss, um die Netzfrequenz aufrechtzuerhalten. Infolge solcher Abschaltvorgänge konnten allein im Jahr 2011 in Deutschland 400 GWh [7] Windenergie nicht genutzt werden. Ein fehlendes Angebot bei erhöhter Nachfrage an Elektrizität hingegen kann zu Engpässen führen und die Versorgungssicherheit gefährden. Um solche Engpässe auszuräumen sind zukünftig saisonale Energiespeicher nötig, die überschüssige Energie speichern und zur späteren Verwendung bereitstellen. [7, 8]

Als saisonaler Speicher und Verfahren zur Speicherung von überschüssiger Energie bietet sich regenerativ erzeugter Wasserstoff aus der Wasserelektrolyse an. Nach Berechnungen von Weitemeyer et al. [8] werden in Deutschland saisonale Speicher benötigt, wenn mehr als 80 % der Elektrizitätsnachfrage über erneuerbare Energien gedeckt werden. Henning et al. [9] halten ab Anteilen von 60 bis 70 % an erneuerbaren Energien an der Gesamtenergieerzeugung einen steigenden Speicherbedarf für notwendig. Bei solch hohen Anteilen kann überschüssiger Strom für die Herstellung von Wasserstoff verwendet und in Zeiten geringerer Verfügbarkeit von erneuerbaren Energien in Elektrizität umgewandelt werden, wodurch Wasserstoff sich als Langezeitspeicher anbietet [7-9]. In zusätzlichen Prozessschritten kann der produzierte Wasserstoff außerdem zu Methan oder synthetischen Kraftstoffen umgewandelt werden [9-11]. Für den produzierten Wasserstoff bieten sich daher industrielle Anwendungsmöglichen in unterschiedlichen Sektoren an. Im Transportsektor kann Wasserstoff als Kraftstoff für Brennstoffzellenautos verwendet werden, in der chemischen Industrie als Basischemikalie für die Synthese von Chemikalien und im Energiesektor als regenerativer Brennstoff zur Wärmeund Stromerzeugung [9-15].

In all diesen Prozessen ist der Elektrolyseur zur regenerativen Herstellung des Wasserstoffs die Schlüsseltechnologie. Die Investitionen, die Effizienz und der Kapazitätsfaktor des Elektrolyseurs haben daher einen Einfluss auf alle anschließenden Prozessschritte. Für die Herstellung des Wasserstoffs mittels Elektrolyse werden die alkalische, die Hochtemperatur und die für diese Arbeit relevante Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse (kurz PEM-Elektrolyse) in Betracht gezogen [16, 17]. Charakteristische Eigenschaften der PEM-Elektrolyse sind hohe Stromdichten (>2 A·cm<sup>-2</sup>) [16, 18-20], das kompakte System Design und die dynamische

Betriebsweise, die beispielsweise im Energiepark-Mainz [21, 22] erfolgreich demonstriert wurde. Ein PEM-Elektrolyseur besteht im Kern aus einem oder mehreren Stacks, in denen Wasser mit Hilfe von elektrischer Energie in Wasserstoff und Sauerstoff zerlegt wird. Das steigende Interesse an dieser Technologie, die zukünftig eine wichtige Rolle im Energiesystem spielen soll, macht eine umfassende und transparente ökonomische Betrachtung hinsichtlich der möglichen erreichbaren Technologiekosten von technisch relevanten Systemkonfigurationen – unter Berücksichtigung der Systemeffizienz – im Hinblick auf die zu tätigenden Investitionen notwendig.

## 1.1 Motivation der Arbeit

Für die PEM-Elektrolyse, die zukünftig Einzug in das Energiesystem, in die Industrie und in den Mobilitätssektor halten soll, sind technische und ökonomische Größen wie die Effizienz, die Lebensdauer und die nötigen Investitionen von entscheidender Bedeutung für den Erfolg der Technologie, vgl. Abbildung 1-1. Um Wasserstoff zukünftig für die industrielle und private Nutzung kostengünstig zugänglich zu machen, muss regenerativ hergestellter Wasserstoff langfristig wettbewerbsfähig zu bereits etablierten Herstellverfahren sein. So wird Wasserstoff heute für industrielle Anwendungen in der Regel über Dampfreformierung von Erdgas zu Kosten von 1 bis 3 €·kg<sup>-1</sup> erzeugt [23 S. 250, 24 S. 29]. Im Gegensatz zum regenerativ erzeugten Wasserstoff, entsteht bei der Dampfreformierung jedoch Kohlenstoffdioxid. Für den Endanwender, der regenerativ erzeugten Wasserstoff als Treibstoff im Automobil einsetzen will, müssen die Wasserstoffkosten aus der Elektrolyse wettbewerbsfähig mit den heutigen fossilen Kraftstoffen sein. Hierbei kann nach gegenwärtigem Stand mit etwas weniger als einem Kilogramm Wasserstoff eine Distanz von ~100 km zurückgelegt werden (1 kgH<sub>2</sub>/100 km [24 S. 30]).



#### Abbildung 1-1: Herausforderungen in der Elektrolyseforschung und Anforderungen an zukünftige Elektrolyseure, die regenerativ Wasserstoff erzeugen sollen: Erhöhung der Effizienz, der Lebensdauer und Reduzierung des Kapitalbedarfs.

Damit regenerativ erzeugter Wasserstoff wettbewerbsfähig zu den bestehenden Technologien wird, müssen effiziente (Wirkungsgrad >70 %), zuverlässige (Lebensdauern >10 Jahre) und hierdurch wirtschaftlich betreibbare Elektrolyseure zur Verfügung stehen, vgl. Abbildung 1-1. Durch Forschung und Entwicklung muss der nötige Kapitalbedarf reduziert werden und neue

Ansätze für die Technologie vom Labor- ins Demonstrationsstadium gebracht werden, um Industrie und Politik von der technologischen Machbarkeit- und Wirtschaftlichkeit zu überzeugen, vgl. Abbildung 1-1. Die zunehmende Bedeutung, die regenerativ erzeugtem Wasserstoff beigemessen wird, sowie der von Robinius prognostizierte jährliche Wasserstoffbedarf von 3 Millionen Tonnen [25] für den deutschen Straßenverkehr im Jahr 2050, machen eine detaillierte und transparente technische und ökonomische Betrachtungsweise dieser Technologie interessant. Bereits in der Vergangenheit wurden Kostenprojektionen von unterschiedlichen Institutionen durchgeführt. Ausgewählte Projektionen sind in Tabelle 1-1 aufgelistet.

Tabelle	1-1:	Veröffentlichte	Projektionen	verschiedener	Institutionen	für c	die PEN	I-Elektrolyse.
Abkürz	unger	n: DOE (Departm	nent of Energy	/), FCHJU (Fuel	Cells and Hyd	droger	n Joint	Undertaking),
NOW (N	lation	ale Organisation	Wasserstoff-	und Brennstoff	zellentechnolo	ogie)		

Institution	Wert	Projektionsjahr
National Renewable Energy Lab [26] Selbstkosten	~230 \$ <sub>2015</sub> /kW <sub>e</sub>	2019
National Renewable Energy Lab (inklusive Installationskosten und Gewinn)	~460 \$ <sub>2015</sub> /kW <sub>e</sub>	2019
Department of Energy (DOE) [27] (ohne Installationskosten und Gewinn)	300 \$/kW <sub>e</sub>	2020
Deutsche Energie Agentur [28]	500 €/kW <sub>e</sub>	2022
FCHJU [29]	250 bis 1270 €/kW <sub>e</sub>	2030
Stolten et al. [30 S. 210-211]	500 €/kW <sub>e</sub>	2050
NOW [31]	250 bis 750 €/kW <sub>e</sub>	2050

Wie Tabelle 1-1 entnommen werden kann, werden die möglichen anfallenden Investitionen häufig auf die elektrische Eingangsleistung des Systems in Euro oder Dollar pro Kilowatt bezogen. Die große Streuung der Daten zeigt, wie wichtig ein transparenter Ansatz zur Vorhersage der zu erwartenden Kosten ist. Das National Renewable Energy Lab sieht in einer Studie vom August 2019 die Kosten, inklusive Installationskosten und einem betrieblichen Gewinn, bei 460 bis 500 \$2015/kWe [26]. Das Departement of Energy (kurz DOE) gibt spezifische Investitionen von 300 \$/kWe ohne Installationskosten für das Jahr 2020 vor [27]. Die Deutsche Energie-Agentur sieht 500 €/kWe im Jahr 2022 als Ziel [28]. Das Forschungszentrum Jülich prognostiziert Technologiekosten von 500 €2013/kWe bis 2050 [30 S. 210-211]. Das Fuel Cell and Hydrogen Joint Undertaking prognostiziert Kosten in einer Spanne von 250 bis 1270 €/kWe für 2030. Laut Expertenabschätzungen der Nationalen Organisation Wasserstoffund Brennstoffzellentechnologie (kurz NOW) sollen sich die nötigen Investitionen der PEM-Elektrolyse im Jahr 2050 zwischen 250 und 750 €2018/kWe (500 €2018/kWe im Mittel) bewegen [31]. Auf diese Abschätzungen und deren Stärken und Lücken wird Rahmen dieser Arbeit eingegangen. Weitere historischen Kostenabschätzungen wurden von Saba et al. [32] zusammengetragen. Die Werte aus Tabelle 1-1 sind besonders dann als Zielkosten zu werten, wenn nur der Wert als solches publiziert wurde. Der technische und ökonomische Aufwand, um diese Werte zu erreichen, müssen in der Forschung und Entwicklung überprüft werden.

#### 1.2 Ziel der Arbeit

Die variierenden Kostenwerte aus Tabelle 1-1 müssen bereits in der frühen Entwicklungsphase auf Erreichbarkeit überprüft werden, um Maßnahmen und Empfehlungen zur Erreichung dieser Ziele aussprechen zu können. Das Ziel dieser Arbeit ist daher:

Eine transparente und von Interessen Dritter befreite Berechnung der Selbstkosten mit Hilfe eines entwickelten Kostenmodells für die PEM-Elektrolyse.

Ferner wird in dieser Arbeit das Ziel verfolgt, herauszufinden, inwieweit die prognostizierten Kostenwerte für die PEM-Elektrolyse auch unter Berücksichtigung einer hohen Wandlungseffizienz erreicht werden können. Hierfür wird in dieser Arbeit ein Produktionsmodell entwickelt, mit dessen Hilfe die Selbstkosten eines Stacks - der Kernkomponente von PEM-Elektrolyseuren - berechnet werden können. Um dies zu erreichen, werden für alle relevanten Elektrolysematerialen Materialkostenkurven erstellt und in dieser Arbeit diskutiert. Mit diesen Kurven sowie unter Beachtung von produktionstypischen Zykluszeiten und den Investitionen in die Produktionsmaschinen erfolgen Kostenberechnungen zu den einzelnen Stack-Komponenten. Zusätzlich zu existierenden Ansätzen aus Forschung und Entwicklung, werden mögliche neue Alternativen präsentiert. Mit der auf dieser Weise erzeugten Datengrundlage lassen sich die folgenden Fragen hinsichtlich der Stack-Produktion beantworten:

- Wie sieht das grundlegende Design eines Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs (Systemperipherie und Stack) aus?
- Welche Materialien werden für die Herstellung von Stack-Komponenten benötigt und welche Materialkosten sind zu erwarten?
- Wie hoch wird der nötige Produktionsaufwand zur Herstellung der Komponenten eines PEM-Elektrolyseur-Stacks und welche alternativen Designs können sich durch weitere Forschung und Entwicklung ergeben?
- Welche Herausforderungen gibt es bei der Skalierung einzelner Stack-Komponenten?
- Wie hoch werden die nötigen Investitionen in die Produktionsmaschinen ausfallen?

Hierauf aufbauend erfolgen Berechnungen für verschiedene anwendungsrelevante Systemkonfigurationen von PEM-Elektrolyseuren. Hierbei wird aufgezeigt welchen Einfluss der Druck, der Betriebspunkt sowie das verfahrenstechnische Systemdesign auf die nötigen Investitionen eines PEM-Elektrolysesystems haben. Alle getroffenen Annahmen und Daten sind mit offenen Quellen abgeglichen, wodurch die Berechnungen nachvollziehbar werden. Dies erhöht zum einen die Transparenz der Arbeit und schafft zum anderen eine Diskussionsgrundlage im Hinblick auf die Technologie und die Kosten der einzelnen Komponenten. Um eine Vergleichbarkeit mit zukünftigen Kostenprojektionen zu gewährleisten, werden die berechneten Gesamtkosten unter Angaben des Betriebspunktes in die folgenden Leistungskategorien unterteilt:

- €/kW<sub>e</sub> → spezifische Gesamtkosten bezogen auf die elektrische Eingangsleistung des Elektrolyse-Systems
- €/kW<sub>H2-LHV</sub> → spezifische Gesamtkosten bezogen auf die nutzbare Leistung des Wasserstoffs ohne Nutzung der Verdampfungsenthalpie

Die transparente Berechnung und Präsentation der getroffenen Annahmen auf Stack- und Systemebene sollen zu einer nachvollziehbaren Bewertung dieser Technologie führen, eine

Diskussion der Annahmen erlauben und somit Raum für Veränderungen an den Annahmen schaffen. Im Rahmen der Arbeit werden auch Empfehlungen für die Adaption von bestehenden Fertigungsverfahren für den Einsatz in der Elektrolysetechnologie gegeben.

### 1.3 Aufbau der Arbeit

Kapitel 1: Einführung in den wissenschaftlichen Diskurs und Darstellung der Zielsetzung.

**Kapitel 2:** Erläuterungen zum grundlegenden Aufbau eines Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs sowie den Grundlagen der Wasserelektrolyse. Als Grundlage für die weiteren Analysen in der Arbeit wird folgende Frage beantwortet:

• Wie sieht das grundlegende Design eines Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs (Systemperipherie und Stack) aus?

**Kapitel 3:** Wirtschaftswissenschaftliche Grundbegriffe und grundlegende Methoden für Kostenabschätzungen werden vorgestellt. Anschließend, Diskussion der Methoden und der Ergebnisse bisheriger Kostenabschätzungen. Es wird herausgearbeitet, welche der diskutierten Methoden geeignet sind, um die Fragestellung dieser Arbeit zu lösen.

**Kapitel 4:** Für alle PEM-Elektrolyse relevanten Materialen werden die Materialkosten/Anschaffungskosten ermittelt. In diesem Kapitel wird die folgende Frage beantwortet:

• Welche Materialien werden für die Herstellung von Stack-Komponenten benötigt und welche Materialkosten sind zu erwarten?

**Kapitel 5:** Es erfolgt eine fertigungstechnische Analyse der Stack-Komponenten. Im Rahmen dieser Komponentenanalyse werden für die jeweiligen Komponenten die folgenden Fragen beantwortet.

- Wie hoch wird der nötige Produktionsaufwand zur Herstellung der Komponenten eines PEM-Elektrolyseurs-Stacks und welche alternativen Designs können sich durch weitere Forschung und Entwicklung ergeben?
- Welche Herausforderungen gibt es bei Skalierung einzelner Stack-Komponenten?
- Wie hoch werden die nötigen Investitionen in die Produktionsmaschinen ausfallen?

**Kapitel 6:** Entwicklung und Darlegung der angewendeten Methodik. Gegenstand der erstellten Methodik ist es, die Selbstkosten und mögliche Verkaufspreise der PEM-Elektrolyse zu bestimmen.

Kapitel 7: Ergebnisanalyse der berechneten Selbstkostenwerte der Stack-Komponenten.

**Kapitel 8:** Ergebnisanalyse der berechneten Selbstkostenwerte der Systemkonfigurationen und Diskussion möglicher Verkaufspreise.

Kapitel 9: Zusammenfassung und Schlussforderungen aus den Ergebnissen der Arbeit.

1 Einleitung

#### 2 PEM-Elektrolyseure: System-Design, Effizienz und spezifische Kosten

In diesem Kapitel werden Aufbau und Effizienz der Wasserelektrolyse diskutiert. Mit Hilfe eines Verfahrensfließbildes wird der grundlegende Aufbau eines Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs erläutert. Zudem wird erklärt, wie die unterschiedlichen spezifischen Systemkosten in €/kW<sub>e</sub>, €/kW<sub>H2-HHV</sub>, €/kW<sub>H2-LHV</sub> berechnet werden. Gegenstand des Kapitels ist es, die folgende Frage zu beantworten:

Wie sieht das grundlegende Design eines Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs (Systemperipherie und Stack) aus?

#### 2.1 System-Design

Bei der PEM-Wasserelektrolyse wird Wasser mit Hilfe von elektrischer Energie unter Wärmeentwicklung in die Bestandteile Wasserstoff und Sauerstoff zerlegt. Eine schematische Darstellung des Prozesses und des System-Designs einer PEM-Anlage können Abbildung 2-1 und Abbildung 2-2 entnommen werden. Wenn für diesen Prozess regenerativ erzeugte Elektrizität verwendet wird, erfolgt die Erzeugung des Wasserstoffs frei von CO<sub>2</sub>-Emissionen. An der Anode wird das Wasser in Protonen und Elektronen zersetzt und Sauerstoff entsteht, während an der Kathode Wasserstoff entsteht. Für die Reaktionen an Anode und Kathode gelten jeweils die folgenden Reaktionen:



# Abbildung 2-1: Schematische Darstellung des Elektrolyseprozesses Der Elektrolyseur wird mit Wasser und Elektrizität versorgt. Durch die Reaktion wird Wasser in Wasserstoff und Sauerstoff zerlegt. Infolge von Umwandlungsverlusten entsteht im Prozess Wärme.

Für die Elektrolyse wird eine ausreichend hohe Gleichspannung (> 1,48 V) benötigt. Bei Elektrolyseuren, die an Standorten installiert sind an denen nur Wechselspannungsquellen verfügbar sind, muss die vom Transformator gelieferte Wechselspannung daher über Gleichrichter in eine Gleichspannung umgewandelt werden. Das für die Reaktion erforderliche Wasser wird über Zirkulationspumpen an Anode und Kathode des Stacks geführt. Die erzeugten Produktgase (H<sub>2</sub> und O<sub>2</sub>) gelangen in die Gas-Wasser-Separatoren. Hier erfolgt eine Trennung der gasförmigen von der flüssigen Phase. Das Wasser aus den Gas-Wasser-Separatoren durchströmt zunächst Wärmeübertrager. In diesen wird die bei der Zersetzung erzeugte

#### 2 PEM-Elektrolyseure: System-Design, Effizienz und spezifische Kosten

Reaktionswärme aus dem System abgeführt. Durch Zirkulationspumpen gelangt das nicht umgesetzte Wasser wieder in den Stack. Über Förderpumpen wird dem System hochreines Frischwasser zugeführt. Dies ist erforderlich da ein Teil des Wassers durch die Zersetzung in Sauerstoff und Wasserstoff dem Kreislauf entnommen wird.



Abbildung 2-2: Schematische Darstellung einer PEM-Elektrolyseanlage.

Aufgabe der Ionentauscher ist es Ionen, die sich aus metallischen Komponenten wie z. B. Rohrleitungen und Ventilen im Wasser lösen, dem Wasserkreislauf zu entziehen [33]. Hierbei kann es sich um Chrom- oder Nickelionen handeln. Ionen können zu Ablagerungen an unerwünschten Stellen führen und die ionische Leitfähigkeit des Elektrolyten reduzieren. Dies verursacht höhere Überspannungen und reduziert dadurch die Effizienz [33]. Die eingesetzten Ionenaustauscher müssen unbedingt den Betriebsbedingungen der Elektrolyse (Temperaturen >80 °C) gerecht werden. Die produzierten Gase können anschließend weiter gereinigt werden. Eine Trocknungsanlage und ein Deoxygenierungsreaktor können verwendet werden, um den Wasserstoff zu entfeuchten und Restsauerstoff zu entfernen [vgl. 7 S. 51, 34]. Vorteil der PEM-Elektrolyse ist, dass für den Wasserstoff Reinheitsgrade von bis zu 99,99 % erreicht werden können [35 S. 402].

Ein Druckregelventil auf der Kathodenseite kann verwendet werden, um den Wasserstoff im Stack bereits unter Druck zu erzeugen. Dieser Vorgang wird als elektrochemische Kompression bezeichnet und der Druck kann einseitig (Differenzdruck PEM-Elektrolyse) oder beidseitig (Gleichdruck PEM-Elektrolyse) aufgebaut werden [36]. Besonders die Identifikation eines optimalen Eingangsdrucks, des im Elektrolyseur erzeugten und in den Verdichter eintretenden Wasserstoffs, ist Gegenstand laufender Forschungs- und Entwicklungsarbeiten. Da die Erzeugung des Wasserstoffs unter Druck die nötige Verdichtungsleistung reduziert, werden unter Druck betreibbare Elektrolyseure angestrebt, entwickelt und bereits auch vertrieben.

Grundsätzlich ist es möglich den Elektrolyse-Stack im Gleichdruck zwischen Anode und Kathode ( $p_{Anode} = p_{Kathode}$ ) oder im Differenzdruck zwischen Anode und Kathode zu betreiben ( $p_{Anode} < p_{Kathode}$ ) [36]. Eine Untersuchung der Druckniveaus, die beim Betrieb des Elektrolyseurs aus Effizienzsicht vorteilhaft sind, wurde von Schalenbach et al. durchgeführt [37, 38 S. 139]. Diesen Untersuchungen zufolge, in denen die Permeation von Wasserstoff in Sauerstoff, unterschiedliche Membrandicken und die Stromdichte in die Effizienzberechnung einfließen, führt der Differenzdruckbetrieb zu höheren Effizienzverlusten als der Gleichdruckbetrieb. Dies ist der höheren Permeation von Wasserstoff aus dem Kathoden- in den Anodenraum geschuldet, die mit steigendem Druck und abnehmender Membrandicke zunimmt. Dies würde jedoch verlangen, dass sowohl der Kathoden- als auch der Anodenkreislauf auf die entsprechenden Betriebsdrücke ausgelegt werden.

Zudem untersuchten Schalenbach et al. [37], ob eine atmosphärisch betriebene Gleichdruckelektrolyse ( $p_{Anode} = p_{Kathode} = 1$  bar bei 80 °C) mit anschließender Verdichtung des Wasserstoffs auf 30 bar mit einem Kompressor, energetisch vorteilhafter, als eine unter Druck betriebene Elektrolyse ist ( $p_{Anode} = p_{Kathode} = 30$  bar Gleichdruck,  $p_{Anode} = 1$  bar,  $p_{Kathode} = 30$  bar Differenzdruck). Diesen Untersuchungen zufolge ist eine atmosphärisch betriebene Elektrolyse mit anschließender Verdichtung energetisch vorteilhafter [37]. In diesen Berechnungen die auf Zelleebene gelten, sind der Energieaufwand für die Gastrocknung und die Wärmebilanz der Zelle jedoch nicht berücksichtigt [38 S. 139].

Ganzheitliche Betrachtungen des Systems mit Berücksichtigung der Gastrocknung, wurden von Tjarks et al. durchgeführt [34]. Diesen Untersuchungen zufolge ist ein Druckbetrieb von 5 bis zu 20 bar anzustreben [34]. Höhere Betriebsdrücke begünstigen die Permeation von Wasserstoff in Sauerstoff und reduzieren die Effizienz [34, 37]. Da die Permeation von Wasserstoff durch die Membran neben der Effizienzreduzierungen auch für den sicheren Anlagenbetrieb wichtig ist, werden in der Forschung und Entwicklung Lösungen für eine Reduzierung der Permeation und eine katalytische Umsetzung des Wasserstoffs untersucht. Sicherheitstechnisch ist dies erforderlich, da unter atmosphärischem Druck und bei 20 °C die untere Explosionsgrenze von Wasserstoff-Gemischen bei ~4 Vol.-% liegt [39].

Damit die untere Explosionsgrenze im Anodenraum bei unterschiedlichen Betriebsdrüken nicht erreicht wird, wurden von Grigoriev et al. [33, 40] der Einsatz von Gasrekombinierern vor den Gas-Wasser Separatoren, eine Beschichtung der anodischen Gasdiffusionsschicht mit Platin zur katalytischen Umwandlung des Wasserstoffs zu Wasser und Platin-Iridium Katalysatoren getestet. Im Allgemeinen empfehlen Gregoriev et al. die Rekombination von Sauerstoff und Wasserstoff aus Sicherheitsgründen so nah wie möglich an der Zelle zu realisieren [33, 40]. Die Beschichtung der anodischen Gasdiffusionsschicht mit Platin hat nach Grigoriev et al. zudem den Vorteil, dass diese Komponente zusätzlich vor Oxidation geschützt wird [33, 40]. Von den Firmen Giner, 3M und dem *National Renewable Energy Lab* wurden speziell beschichtete Membranen getestet, die den permeierten Wasserstoff auf der Anode zu Wasser reduzieren [20]. Diesen Untersuchungen zufolge betrug der Wasserstoffgehalt im Anodenraum bei einem Differenzdruckbetrieb von 30 bar, bei 1,77 V und 0,5 A·cm<sup>-2</sup> weniger als 0,1 % [20]. Bereits heute können kommerziell erhältliche Stacks der Firma Giner beispielsweise im Gleich- oder Differenzdruck bei Drücken bis zu 82,7 bar [41] betrieben werden.

Die bisherigen Erläuterungen beziehen sich auf die Kompression des Wasserstoffs im Stack und den daraus resultierenden Verdichtungseingangsdruck. Für eine Verdichtung auf höhere

Druckniveaus werden gegenwärtig Verdichter benötigt. Zum Transport des Wasserstoffs in Pipelines ist nach Tjarks et al. eine Kompression auf 100 bar notwendig [34]. Für Kavernen beträgt der Speicherdruck nach Tjarks et al. 200 bar [34]. Nach Hales et al. wird für Wasserstofftanks in Fahrzeugen ein Speicherdruck von 700 bar benötigt [42-44]. Ein neuartig entwickeltes Molekularsieb der Firma Kubagen aus Manganhydrid, ein Spin-Off der Universität Lancaster, soll diesen Speicherdruck auf 120 bar reduzieren, befindet sich jedoch in der Entwicklung [42-44].

Eine Übersicht von Verdichtern, die für die Kompression von Wasserstoff geeignet sind, deren Eigenschaften und den Herausforderungen in diesem Zusammenhang liefert Krieg [45 S. 101-111]. Für die Verdichtung von Wasserstoff werden danach vor allem Hubkolben und Membranverdichter verwendet [45 S. 102]. Bei ionischen Verdichtern befindet sich auf den Kolben eine ionische Flüssigkeit, die als Schmier- und Kühlmittel dient und so den mechanischen Verschleiß reduziert. Die ionische Flüssigkeit reagiert nicht mit dem Wasserstoff, was besonders vorteilhaft für die Betankung eines Brennstoffzellenautos ist [46 S. 9]. In fünf Kompressionsstufen ist es möglich das Wasserstoffgas auf 900 bar zu komprimieren [46 S. 9].

Der Massen- bzw. Volumenstrom des bei der Elektrolyse erzeugten Wasserstoffs kann mit dem Faraday-Gesetz ermittelt werden. Die erzeugte Wasserstoffmenge ist nach dem Faraday-Gesetz proportional zum Strom und kann bei 100%ger Stromausbeute über Gleichung 2-1 [47 S. 270] berechnet werden. Die erzeugte Wasserstoffmenge in kg pro Stunde kann berechnet werden, wenn Gleichung 2-1 mit 3600 s·h<sup>-1</sup> und 1000 g·kg<sup>-1</sup> erweitert wird. Hieraus resultiert Gleichung 2-2.

$$\dot{m}_{\rm H2,S} = \frac{A \cdot i \cdot M}{z \cdot F}$$
 Gl. 2-1

$$\dot{m}_{\rm H2,h} = \dot{m}_{\rm H2,S} \cdot 3600 \cdot 10^{-3}$$
 Gl. 2-2

Mit:  $\dot{m}_{\rm H2,S}$  = produzierte Wasserstoffmenge in g·s<sup>-1</sup>, A = gesamte Elektrodenfläche des Elektrolyseurs in cm<sup>2</sup>, i = Stromdichte in A·cm<sup>-2</sup>, M = molare Masse Wasserstoff in g·mol<sup>-1</sup>, z = Elektrochemische Wertigkeit bzw. Anzahl der Elektronen in der Redoxgleichung, F = Faraday-Konstante 96485 A·s·mol<sup>-1</sup>,  $\dot{m}_{\rm H2,h}$  = produzierte Wasserstoffmenge in kg·h<sup>-1</sup> [47 S. 270].

Entsprechend der molaren Masse von Wasser entsteht bei der Wasserelektrolyse achtmal mehr Sauerstoff als Wasserstoff. Folglich lassen sich aus 9 kg Wasser ca. 1 kg Wasserstoff und 8 kg Sauerstoff gewinnen. Die gesamte bei der Wasserelektrolyse umgesetzte Wassermenge pro Sekunde ( $\dot{m}_{H20.S}$ ) lässt sich mit Gleichung 2-3 berechnen.

$$\dot{m}_{\rm H2O,S} = \dot{m}_{\rm H2,S} \cdot 9$$
 Gl. 2-3

Die Umrechnung vom Massen- zum Volumenstrom erfolgt über die Dichte von Wasserstoff.

# 2.1.1 Systemeffizienz und Systemkosten

Verschiedene Forschungseinrichtungen und staatliche Institutionen haben bereits unterschiedliche Kostenwerte für die PEM-Elektrolyse prognostiziert (siehe Tabelle 1-1 in Abschnitt 1.1). Hierbei werden die möglichen anfallenden Investitionen häufig in Euro oder Dollar pro Kilowatt spezifiziert. Prinzipiell können die anfallenden Investitionen auf die Systemeingangsleistung, auf die Brennwertleistung oder auf die Heizwertwertleistung von Wasserstoff spezifiziert werden. Darüber hinaus kann auch eine Umrechnung des auf den erzeugten Wasserstoffnormvolumenstrom erfolgen. Im Englischen wird der Brennwert als *Higher Heating Value* (kurz HHV) und der Heizwert als *Lower Heating Value* (kurz LHV) bezeichnet.

Um Wasserstoff mittels Elektrolyse zu erzeugen, muss einem Elektrolyseur Leistung zugeführt werden. Diesem Aufwand steht die bei der Reaktion von Wasserstoff nutzbare Leistung gegenüber. Das Verhältnis von Nutzen zu Aufwand wird als auch als Wirkungsgrad oder Effizienz bezeichnet.

$$Effizienz = \eta = \frac{Nutzen}{Aufwand}$$
 Gl. 2-4

Nutzen

Die nutzbare Leistung des Wasserstoffs berechnet sich aus dem Produkt des Massenstroms (oder Normvolumenstroms) und dem Brenn- oder Heizwert von Wasserstoff.

Brennwertbezogene nutzbare Leistung = Massenstrom · Brennwert Heizwertbezogene nutzbare Leistung = Massenstrom · Heizwert

Der Massen- bzw. Volumenstrom von Wasserstoff kann aus dem Faraday-Gesetz entsprechend Gleichung 2-1 aus Abschnitt 2.1 berechnet werden. Brenn- und Heizwert von Wasserstoff lassen sich aus der Reaktionsenthalpie von flüssigem und gasförmigem Wasser berechnen [48]. Bei Standardbedingungen (25 °C und 1 bar) wird eine theoretische Reaktionsenthalpie von 285,9 kJ·mol<sup>-1</sup> für die Spaltung von flüssigem Wasser benötigt [48, 49 S. 22]. Dieser Wert entspricht dem Brennwert von Wasserstoff und kann mit der molaren Masse und der Dichte von Wasserstoff in Kilowattstunden pro Normkubikmeter umgerechnet werden [48].

 $\frac{\text{Brennwert Wasserstoff}}{\Delta H^{0}_{298,fl}} = 285,9 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1} = 141,82 \text{ MJ} \cdot \text{kg}^{-1} = 39,4 \text{ kWh} \cdot \text{kg}^{-1} \\ \Delta H^{0}_{298,fl} = 285,9 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1} = 12,75 \text{ MJ} \cdot \text{m}^{-3} = 3,55 \text{ kWh} \cdot \text{Nm}^{-3}$ 

Für die Spaltung von Wasserdampf bei Standardbedingungen, reduziert sich dieser Wert auf 242 kJ·mol<sup>-1</sup> [48]. Dieser Wert entspricht dem Heizwert von Wasserstoff [48].

Die Differenz von 43,9 kJ·mol<sup>-1</sup> [50 S. 168] zwischen Brenn- und Heizwert entspricht der Verdampfungsenthalpie von Wasser. Bei der Elektrolyse von flüssigem Wasser unter Standardbedingungen muss diese Differenz über die elektrische Energie dem Prozess zugeführt werden [48, 50 S. 168].

#### Aufwand

In den Aufwand werden die elektrischen Verbraucher berücksichtigt, die für die Erzeugung des Wasserstoffs in der Elektrolyseanlage verwendet werden. Für die Gesamtleistung  $P_{\text{gesamt}}$  gilt in vereinfachter Form Gleichung 2-5.

$$P_{\text{gesamt}} = P_{\text{Pumpen}} + P_{\text{Verdichter}} + P_{\text{Eingangsleistung, Transformator}} + P_{\text{Trocknung}}$$
 GI. 2-5

Nach Untersuchungen der Firma Giner erhöht sich der Leistungsbedarf durch die Trocknung in Abhängigkeit von der Stromdichte um ~5-7 % [18 S. 26, 51].

#### Wirkungsgrad

Gemäß der Wirkungsgraddefinition mit Gleichung 2-3, kann sowohl ein heizwert- als auch ein brennwertbezogener Elektrolyse-Wirkungsgrad berechnet werden.

Bei der Verwendung des Elektrolyse-Wirkungsgrades für systemische Analysen ist es hierbei entscheidend, wie der Wasserstoff in einem nachfolgenden Prozess verwertet wird [52 S. 8]. Wenn der vom Elektrolyseur hergestellte Wasserstoff in einem nachfolgenden Prozess energetisch verwendet wird (Umwandlung in thermische, mechanische oder elektrische Energie), dann wird nach Smolinka et al. [52 S. 8] der Heizwert von Wasserstoff genutzt. Für eine systemische Analyse der gesamten Energieumwandlungskette wird daher der heizwertbezogene Systemwirkungsgrad verwendet [52 S. 8].

$$\eta_{\text{System-LHV}} = \frac{\dot{V}_{\text{H2}} \cdot LHV}{P_{\text{gesamt}}}$$
 Gl. 2-6

Mit:  $\eta_{\text{System-LHV}}$  = Heizwertbezogener Wirkungsgrad, *LHV* = Heizwert Wasserstoff in kWh·Nm<sup>-3</sup>,  $\dot{V}_{H2}$  = Volumenstrom des erzeugten Wasserstoffs in Nm<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>,  $P_{\text{gesamt}}$  = Elektrische Leistung aller Verbraucher zur Erzeugung des Wasserstoffs in kW.

Wenn keine Gesamtbetrachtung der Prozesskette erfolgt oder der Wasserstoff chemisch verwertet wird, sollte nach Smolinka et al. bei der Niedertemperatur-Elektrolyse der brennwertbezogene Wirkungsgrad verwendet werden [52 S. 8].

$$\eta_{\text{System-HHV}} = \frac{\dot{V}_{\text{H2}} \cdot HHV}{P_{\text{gesamt}}}$$
 Gl. 2-7

Mit:  $\eta_{\text{System-HHV}}$  = Brennwertbezogener Wirkungsgrad, *LHV* = Brennwert Wasserstoff in kWh·Nm<sup>-3</sup>,  $\dot{V}_{\text{H2}}$  = Volumenstrom des erzeugten Wasserstoffs in Nm<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup>,  $P_{\text{gesamt}}$  = Elektrische Leistung aller Verbraucher zur Erzeugung des Wasserstoffs in kW.

Nach Smolinka et. al [52 S. 8] gibt dieser Wirkungsgrad an, "wie effizient der Elektrolyseur als technischer Apparat funktioniert bzw. wie nah am ideal-reversiblen Zustand der Elektrolyseur betrieben werden kann."

#### Systemkosten

Aus den obigen Erläuterungen zur Heizwert-, Brennwert- und der gesamten benötigten Leistung ergeben sich für Berechnung der spezifischen Kosten unterschiedliche Möglichkeiten. Sollen die Kosten zum Erwerb des Elektrolyseurs auf die nutzbare Leistung des erzeugten Wasserstoffs bezogen werden, kann ein Bezug auf den Heizwert €/kW<sub>LHV</sub> oder auf den Brennwert €/kW<sub>HHV</sub>

des Wasserstoffs erfolgen. Wenn die anfallenden Investitionen bzw. Kosten auf den gesamten energetischen Aufwand bezogen werden sollen ( $P_{gesamt}$ ), der benötigt wird um den Wasserstoff herzustellen, dann ist die Spezifizierung der Kosten auf die elektrische Eingangsleistung des Elektrolyse-Systems  $\in/kW_e$  zu wählen.

Hieraus ergeben sich also die unterschiedlichen Spezifikationsmöglichkeiten der Kosten in:

- €/kW<sub>H2-LHV</sub> → Gesamtkosten spezifiziert auf die nutzbare Leistung des Wasserstoffs ohne Wärmenutzung.
- €/kW<sub>H2-HHV</sub> → Gesamtkosten spezifiziert auf nutzbare Leistung des Wasserstoffs mit Wärmenutzung.
- €/kW<sub>e</sub> → Gesamtkosten spezifiziert auf den gesamten energetischen Aufwand des Elektrolyse-Prozesses.

Diese Zusammenhänge sind in Abbildung 2-3 schematisch dargestellt.



# Abbildung 2-3: Schematische Darstellung der Berechnung des spezifischen Kapitalbedarfs in $\in/kW_e, \in/kW_{HHV}, \in/kW_{LHV}$ . Zahlenwert des Brenn- und Heizwertes entnommen aus [48, 53].

Die Größen  $\in/kW_{LHV}$ ,  $\notin/kW_{HHV}$  und  $\notin/kW_e$  können über die Systemwirkungsgrade umgerechnet werden.

#### 2.2 Stack-Design, Funktion der Stack-Komponenten und Stack-Materialien

<u>Aufbau eines Stacks bzw. Stack-Design:</u> Ein Stack bildet das Herzstück einer Elektrolyseanlage, da dort der Wasserstoff generiert wird. Eine schematische Darstellung vom Aufbau einer klassischen Zelle eines solchen Stacks/Stapels ist Abbildung 2-4 zu entnehmen. Die Zelle in Abbildung 2-4 besteht aus einer Membran, den Katalysatoren an der Anode und Kathode (kurz Kat<sub>An</sub> und Kat<sub>Ka</sub>), zwei Bipolarplatten (kurz BPP), je einer anodischen und kathodischen Gasdiffusionsschicht (kurz GDL<sub>an</sub>, GDL<sub>Ka</sub>) und zwei Rahmen. Die Kombination aus Membran und den darauf beschichteten Katalysatoren wird im englischen als *Membran-Electrode-Assembly* (kurz MEA, deutsch Membran-Elektroden-Einheit) bezeichnet. Für einen Stack werden mehrere solcher Zellen in Reihe elektrisch verschaltet. Die in Reihe gestapelten Zellen des Stacks werden über zwei Stromverteilerplatten mit einer äußeren Gleichspannungsquelle verbunden. Zwei Isolationsplatten stellen sicher, dass keine elektrische Kontaktierung zwischen Stromverteilerplatten und Endplatten vorliegt. Über zwei Endplatten und Zuganker werden mehrere solcher Zellen zu einem Stack angezogen bzw. verpresst. Die Anzahl der Zuganker ist abhängig von der Schraubendimensionierung.

In der Literatur werden Anpresskräfte zwischen 120 bis 150 N·cm<sup>-2</sup> kommuniziert [54, 55 S. 142]. Industrielle Stacks der Firma Giner bestehen aus bis zu 100 Zellen [18 S. 17] wobei auch Stacks mit +200 [18 S. 29] Zellen angestrebt werden. Durch fortschreitende Forschung und Entwicklung ist es der Firma Giner im Bereich Stack-Technologie gelungen die Komponenten pro Zelle im Zeitraum von 2006 bis 2012 von 41 auf 10 zu reduzieren [18 S. 18]. Eine Komponentenreduzierung ist vorteilhaft für die Assemblierung des Stacks.



Abbildung 2-4: Schematische Darstellung der Komponenten eines PEM-Elektrolyse Stacks, der in der Abbildung aus einer Zelle besteht. Zusätzlich sind die Reaktionsgleichungen an der Anode und Kathode sowie die Zirkulationspumpen dargestellt.

Eine schematische Darstellung der unbeschichteten Membranfläche, der Katalysatorschicht und der mit Katalysator beschichteten Membran, die als Membran-Elektroden-Einheit bezeichnet wird, findet sich in Abbildung 2-5. Die Katalysatorschicht und die hieraus resultierende Fläche wird als aktive Fläche bezeichnet. An dieser aktiven Fläche findet die Erzeugung der Gase statt. Die schraffierte Fläche ist notwendig, um den Medientransport oder Dichtungsaufgaben zu übernehmen. Grundsätzlich sind alle weiteren Komponenten im Stack deckungsgleich mit der Membran-Elektroden-Einheit.



Abbildung 2-5: Qualitative Darstellung einer unbeschichteten Membranfläche, der Katalysatorschicht und einer fertig beschichteten Membran-Elektroden-Einheit.

Ablauf der Wasserstofferzeugung und Funktion der Komponenten im Stack: Für die Erzeugung von Wasserstoff im Stack, wird dem Stack über Pumpen im Anoden- und Kathodenkreislauf Wasser zugeführt. Das Wasser verteilt sich über Zufluss Bohrungen in die Bipolarplattenfläche. Die Bipolarplatte besitzt typischerweise Kanalstrukturen, in denen sich das Wasser verteilt, kann aber auch flach ausfallen. Neben der Verteilung des Wassers, trennt eine Bipolarplatte zudem den Anoden- und Kathodenraum voneinander, sorgt für die elektrische Kontaktierung der Anode und Kathode von zwei benachbarten Zellen und verleiht einer Zelle mechanische Stabilität. Das Wasser auf der Bipolarplattenfläche strömt durch poröse anodische und kathodische Gasdiffusionsschichten zu den Elektroden. Die Gasdiffusionsschichten kontaktieren zudem die Bipolarplatte mit den Elektroden. Der Sauerstoff entsteht unter Abgabe von Protonen und Elektronen am Anodenkatalysator (Oxidationsprozess). Die Elektronen werden über die anodische Gasdiffusionsschicht (engl. gas diffusion laver, kurz GDLAn), die Bipolarplatte (kurz BPP) und den Stromverteiler aus dem Stack geleitet. Die freigewordenen Protonen wandern durch die protonenleitende Membran zur Kathode. Die Protonen werden mit Elektronen aus dem äußeren Stromkreis am Kathodenkatalysator zu Wasserstoff reduziert. Die an den Elektroden erzeugten Wasserstoff- und Sauerstoffmoleküle verlassen mit nicht umgesetztem Wasser über die porösen Gasdiffusionsschichten und Abflussbohrungen in den Bipolarplatten den Stack in Richtung Gas-Wasser Separatoren.

<u>Stack Materialien:</u> Die Membran einer Zelle eines Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyseurs besteht aus einem protonenleitenden Kunststoff, der einen sauren pH-Wert hat. Als Katalysatormaterial auf der Anode kommt gegenwärtig Iridiumdioxid zum Einsatz. Katalysatormaterial auf der Kathode ist Platin. Typische Bipolarplattenmaterialen sind entweder Titan oder Edelstahl, die zum Schutz vor der sauren Membran und zur Verhinderung von Oxidschichten beschichtet werden. Für die anodische Gasdiffusionsschicht wird gegenwärtig Titan verwendet. Die kathodische Gasdiffusionsschicht besteht aus Kohlenstoff. Rahmen- und

Isolationsmaterialien sind Kunststoffe. Die Stromverteiller bestehen aus Kupfer. Endplatten und Zuganker basieren auf Edelstahl.

Eine abschließende Zusammenstellung der Informationen in diesem Abschnitt findet sich in Tabelle 2-1.

Tabelle 2-1: Zusammenstellung der Funktionen der einzelnen Komponenten ein	es PEM-Stacks und
der eingesetzten Materialien für diese.	

Stack				
Komponente	Funktion der Komponente im Stack	Material		
Membran	Protonenleitung und Trennung der Gasräume	Protonenleitender Kunststoff		
Katalysator Anode	Oxidationsprozess → Sauerstoffproduktion	Iridiumdioxid		
Katalysator Kathode	Reduktionsprozess → Wasserstoffproduktion	Platin		
Bipolarplatte	Verantwortlich für mechanische Stabilität einer Zelle, für elektrische Kontaktierung von Anode und Kathode, für Verteilung des Wassers und für Trennung der Gasräume. Der Zufluss des Wassers und der Abfluss des nicht umgesetzten Wassers zusammen mit den erzeugten Gasen erfolgt über Bohrungen in der Bipolarplatte.	Titan- oder Edelstahlsubstrat		
Kathodische Gasdiffusionsschicht	Kontaktiert Bipolarplatte mit Elektroden. Zufluss des Wassers zu den Elektroden und Abtransport der Gase von den Elektroden erfolgt über diese Schicht	Kohlenstoff		
Anodische Gasdiffusionsschicht	Kontaktiert Bipolarplatte mit Elektroden. Zufluss des Wassers zu den Elektroden und Abtransport der Gase von den Elektroden erfolgt über diese Schicht	Titan		
Rahmen	Verantwortlich für die elektrische Isolierung zwischen zwei Zellen	Kunststoffe		
Isolationsplatte	Verantwortlich für die elektrische Isolierung zwischen Stromverteilerplatte und Endplatte	Kunststoffe		

Stromverteilerplatte	Sorgt für Kontaktierung der Zellen mit einer äußeren Gleichspannungsquelle	Kupfer
Endplatte und Zuganker	Verantwortlich für die Verpressung der einzelnen Zellen eines Stacks. An der Endplatte finden sich auch die Anschlüsse für den Wasser zu- und abfluss	Edelstahl

Alle geschilderten Beschreibungen zum Stack-Design und den Stack-Komponenten in diesem Abschnitt basieren auf Erfahrungen aus dem Umfeld von Forschung und Entwicklung. Über Entwicklungen und Designs, die gegenwärtig in der Industrie verwendet werden, können keine Aussagen getroffen werden.

#### 2.2.1 Zersetzungsspannung und Spannungswirkungsgrad

Damit in der Zelle eines PEM-Stacks Wasserstoff erzeugt werden kann, bedarf es einer ausreichend hohen Spannung (Gleichspannung). Über die Reaktionsenthalpie von Wasser, die in Abschnitt 2.1.1 eingeführt wurde, lassen sich die minimalen Spannungen berechnen, die bei Standardbedingungen (25 °C und 1 bar) an eine Elektrolysezelle angelegt werden müssen, um flüssiges Wasser zu spalten. Die Reaktionsenthalpie  $\Delta H_R$  setzt sich aus der freien Reaktionsenthalpie ( $\Delta G_R$ ) und dem Produkt aus Temperatur und Entropie T· $\Delta S_R$  zusammen [50 S. 168]:

$$\Delta H_{R} = \Delta G_{R} + T \cdot \Delta S_{R}$$

Die freie Reaktionsenthalpie wird bei der Wasserelektrolyse als elektrische Energie zur Verfügung gestellt. Der Wärmeanteil T· $\Delta S_R$  kann entweder über eine externe Wärmequelle in den Elektrolyseprozess integriert werden oder muss über die elektrische Energie bereitgestellt werden, wenn keine externe Wärmequelle zur Verfügung steht. [50 S. 168]

Für die einzelnen Größen gelten unter Standardbedingungen die in Tabelle 2-2 aufgelisteten Werte.

Tabelle 2-2: Werte für $\Delta H_R$ , $\Delta G_R$ und T· $\Delta S_R$ für flüssiges Wasser bei Standardbedingu	ngen [49 S. 17-
<u>19].</u>	

∆H <sub>R</sub> = Reaktionsenthalpie	∆G <sub>R</sub> = Freie Reaktionsenthalpie	T·∆S <sub>R</sub> = Thermische Energie	z = Anzahl Ladungs- träger	F = Faraday- Konstante
285,83 kJ·mol⁻¹	237,13 kJ·mol⁻¹	69,91 kJ·mol⁻¹	2	96485 C·mol⁻¹

Aus der freien Reaktionsenthalpie lässt sich mit dem Faraday-Gesetz die minimale erforderliche Zellspannung zur Spaltung von Wasser berechnen [50 S. 168]. Diese minimale Zellspannung wird auch reversible Zellspannung genannt [50 S. 168]. Mit den entsprechenden Werten aus Tabelle 2-2 folgt mit Gleichung 2-8 für die reversible Zellspannung [49 S. 17, 50 S. 168]:

$$U_{\text{reversibel}} = \frac{\Delta G_{\text{R}}}{z \cdot F} = 1,23 \text{ V}$$
 Gl. 2-8

Wird bei der Elektrolyse von Wasser bei Standardbedingungen der Anteil von  $T \cdot \Delta S_R$  jedoch rein über elektrische Energie bereitgestellt, erhöht sich die erforderliche Zellspannung auf 1,48 V. Diese Spannung wird auch thermoneutrale Spannung genannt [50 S. 168]. Für die Berechnung der notwendigen Zellspannung muss daher bei Standardbedingungen die Reaktionsenthalpie  $\Delta H_R$  anstelle der freien Reaktionsenthalpie  $\Delta G_R$  verwendet werden (vgl. Gleichung 2-9).

$$U_{\text{thermoneutral}} = \frac{\Delta H_{\text{R}}}{z \cdot F} = 1,48 \text{ V} [48]$$
Gl. 2-9

Aus dem Verhältnis von reversibler und thermoneutraler Spannung bzw. dem Verhältnis von freier Reaktionsenthalpie ( $\Delta G_R$ ) und der Reaktionsenthalpie ( $\Delta H_R$ ) lässt sich der thermodynamische Wirkungsgrad der Wasserelektrolyse für flüssiges Wasser bei Standardbedingungen berechnen [49 S. 17, 50 S. 169]. Dieser liegt bei ~83,1 % [49 S. 22, 50 S. 169]. Die Berechnung der Zersetzungsspannung bei Standardbedingungen abweichenden Temperaturen und Druckniveaus erfolgt mit der Nernst-Gleichung. Gemäß der Nernst-Gleichung bei höheren Betriebsdrücken der Elektrolyse die minimal erforderliche steiat Zersetzungsspannung [40, 56 S. 385].

Bei diesen theoretischen Werten, die unter Standardbedingungen gelten, fließt in einem realen Elektrolyseur jedoch kein Strom [48]. Damit die Spaltung in Wasserstoff und Sauerstoff ablaufen kann, muss eine Überspannung aufgebracht werden, die schließlich zur realen Zersetzungsspannung von Wasser führt [48]. Diese Überspannungen entstehen infolge von ohmschen Verlusten, durch Überspannungen an den Elektroden (anodische und kathodische Überspannungen) sowie durch Massentransportverluste - vgl. hierzu Abbildung 2-6. Die Überspannungen an den Elektroden entstehen infolge von "Elektronendurchtrittshemmungen der elektrochemischen Reaktion und werden Durchtrittsüberspannung genannt [48]". Bei vollständig reversiblen Elektroden müssten nur die ohmschen Überspannungen und die Massentransportverluste überwunden werden [48]. Nach Fritz et al. [57] treten Massentransportverluste besonders bei hohen Stromdichtebereichen auf und resultieren aus dem gehemmten Gasabtransport von den Elektroden. Hierdurch stören die erzeugten Gasblasen den Transport des Wassers zu den Elektrodenflächen [57, 58 S. 8].



Abbildung 2-6: Qualitative Darstellung einer Polarisationskurve (Strom-Spannungs-Kurve) der Wasserelektrolyse bei Standardbedingungen (25 °C und 1 bar). Eingetragen sind die reversible und thermoneutrale Spannung sowie die auftretenden Überspannungen. Mit  $U_{th}$  = thermoneutrale Spannung und  $U_{re}$  = reversible Spannung. Abbildung entnommen aus [48] und erweitert um die Überspannungen infolge von Massentransportverlusten [57, 58 S. 8].

Für die reale Zersetzungsspannung ( $U_{real}$ ) gilt unter Standardbedingungen daher folgender Zusammenhang:

$$U_{\text{real}} = U_{\text{th}} + U_{\text{Anode}} + U_{\text{Kathode}} + U_{\text{Ohm}} + U_{\text{Massentransportverluste}}$$
 Gl. 2-10

Der Spannungswirkungsgrad berechnet sich folglich aus dem Verhältnis von theoretisch berechneter Spannung zu realer Zersetzungsspannung und ist vom Betriebspunkt der Elektrolysezelle abhängig. Der Spannungswirkungsgrad kann gemäß Gleichung 2-11 unter Standardbedingungen entweder auf die reversible oder gemäß Gleichung 2-12 auf die thermoneutrale Spannung bezogen werden [48].

$$\eta_{\text{Spannung}} = \frac{U_{\text{reversibel}}}{U_{\text{real}}} \qquad \qquad \text{Gl. 2-11}$$

$$\eta_{\text{Spannung}} = rac{U_{\text{thermoneutral}}}{U_{\text{real}}}$$
 Gl. 2-12

Die Zersetzungsspannung steigt mit zunehmenden Stromdichten, was zu einer Reduzierung des Wirkungsgrades führt. Hohe Stromdichten sind vorteilhaft für die Wasserstoffproduktion, da diese nach dem Faraday-Gesetz proportional zum angelegten Strom steigt.

2 PEM-Elektrolyseure: System-Design, Effizienz und spezifische Kosten

# 3 Wirtschaftswissenschaftliche Grundbegriffe

In diesem Kapitel werden die Begriffe Investition, Kosten und Preis eingeführt. Die Klärung dieser Begriffe ist für das Verständnis der Arbeit wichtig. Weiterhin werden Kostenabschätzungsmethoden diskutiert. Hierauf aufbauend erfolgt eine Diskussion über die bisher durchgeführten Kostenabschätzungen zur PEM-Elektrolyse.

# 3.1 Der Investitionsbegriff

Nach Pape lassen sich Investitionen in sieben Kategorien unterteilen wobei lediglich die Realinvestition bzw. Sachinvestition, beispielsweise in einen Elektrolyseur, für diese Arbeit relevant sind [59]. Als eine Investition wird die Bindung bzw. das Anlegen finanzieller Mittel (Vermögen) in materiellen oder immateriellen Vermögensgegenständen bezeichnet [59] [vgl. 60 S. 1 u., 61 S. 1]. Nach Bleis bedeutet Investition die Verwendung von Kapital [60 S. 1] mit dem Ziel Maschinen, Grundstücke oder Dienstleistungen anzuschaffen, um mit diesen im privaten oder im geschäftlichen Bereich Gewinne zu erzielen [61 S. 1]. Aus der Perspektive des Betreibers eines PEM-Elektrolyseurs stellt die Anschaffung eines solchen Systems, mit der Zielsetzung den Wasserstoff gewinnbringend zu veräußern, daher eine Investition dar.

Um eine Industrieanlage betreiben zu können, müssen zunächst hohe finanzielle Summen für die Beschaffung der nötigen Anlagenkomponenten aufgebracht werden [62 S. 157]. Nach Timmerhaus und West [62 S. 157, vgl. 63 S. 281] setzen sich die Investitionen einer Industrieanlage aus dem Anlagevermögen (engl. *Fixed Capital Investment*) und dem Umlaufvermögen (engl. *Working Capital*) zusammen. Die Summe aus Anlagevermögen und Umlaufvermögen (Gleichung 3-1) bildet die Gesamtinvestition, die im Englischen als *Total Capital Investment* (kurz TCI) bezeichnet wird [62 S. 157, vgl. 63 S. 281].

## Total Capital Investment = Fixed Capital Investment + Working Capital Gl. 3-1

Bei einer Produktionsanlage, wie einem Elektrolyseur, beinhalten die *Fixed Capital Investments* alle finanziellen Mittel, die zur Anschaffung des Elektrolyseurs notwendig sind [64 S. 299]. Hierunter fallen nach Towler und Sinnott [64 S. 299] unter anderem:

- Investitionen zur Beschaffung der Gesamtanlage, dem Aufbau der Anlage, dem Gebäude und Grundstück
- Optimierungsmaßnahmen und Veränderungen an der Anlage am Betriebsstandort
- Investitionen für die Planung und das Engineering
- Zusätzliche Investitionen infolge von unvorhergesehenen Ereignissen, Projektänderungen, Währungsfluktuationen

Das *Working Capital* beinhaltet alle finanziellen Aufwendungen die nötig sind, um den Anlagenbetrieb der ersten Monate sowie die Inbetriebnahme vorzufinanzieren, bis mit der Anlage Geld verdient wird [63 S. 281]. Mit dem *Working Capital* geht der Anlagenbetreiber in der Startphase daher sprichwörtlich in Vorkasse bis ihm die Einkünfte der Startphase zur Verfügung stehen [63 S. 281]. Da das *Working Capital* am Ende der Betriebszeit zurück an den Anlagenbetreiber fließt, kann es nicht abgeschrieben werden [63 S. 281].

Dem *Working Capital* können nach Towler und Sinnott die folgenden Punkte zugeordnet werden [64 S. 301-302]:

- Gehälter
- Rohstoffe die auf Lager gehalten werden
- Ersatzteile die auf Lager gehalten werden
- Forderungen aus Lieferungen und Leistungen die eingegangen, aber nicht bezahlt sind (accounts receivable-products)

Nach Timmerhaus und West beträgt bei Anlagen in der Prozessindustrie der Anteil des *Working Capitals* an den *Total Capital Investments* 10 bis 20 % [62 S. 158]. Hieraus kann für die Berechnung der Gesamtinvestition bzw. des *Total Capital Investments* bei Kenntnis der *Fixed Capital Investments* folgender Zusammenhang hergeleitet werden [62 S. 158, 65]:

$$TCI = \frac{FCI}{f_{WC}}$$
 GI. 3-2

Mit: *TCI* = *Total Capital Investment* in €, *FCI* = *Fixed Capital Investment* bzw. Anlagevermögen in €, *f*<sub>WC</sub> = Faktor zur Berücksichtigung des *Working Capitals*.

Ruth et al. [66 S. 14] nehmen für das *Working Capital* bei Elektrolyseuren einen Prozentsatz von 5 % an. Dieser niedrigere Wert kann dadurch erklärt werden, dass PEM-Elektrolyseure zukünftig stark modular aufgebaut und betrieben werden sollen. Ein Beispiel für die modulare Bauweise, die von PEM-Elektrolyse Firmen angestrebt wird, findet sich in Abbildung 3-1 (vgl. [67, 68]). Hierbei werden größere Systeme aus einzelnen Modulen gebildet. Aufgrund der Modularität ergeben sich Vorteile beim Anlagenaufbau. Zusätzlich fallen für den Betrieb von PEM-Elektrolyseuren außer Wasser keine weiteren Rohstoffe an. Prinzipiell kann Wasser über einen Wasseranschluss bezogen werden, wodurch z. B. keine Lieferkosten anfallen würden. Für die Abschätzung des Kapitalbedarfs und von Kosten existieren in der Literatur unterschiedliche Methoden. Auf diese Methoden und den Genauigkeiten wird in den Abschnitten dieses Kapitels eingegangen. Zunächst erfolgt eine Diskussion des Kosten- und Preisbegriffs.



Abbildung 3-1: Beispiel modularer Bauweise. Durch Verschaltung solcher Module werden Leistungskategorien im industriellen Maßstab angestrebt. Abbildung basierend auf Erfahrungen des Forschungszentrums Jülich. Für industrielle Konzepte vergleiche [67, 68] – Konzepte der Firmen Siemens und ITM.

#### 3.2 Der Kosten- und Preisbegriff

Kosten: Nach Ehrlenspiel et al. werden in der Betriebswirtschaftslehre "Kosten allgemein als in Geld bewerteter Güterverbrauch für die betriebliche Leistungserstellung definiert [69 S. 5]" [vgl. auch 70 S. 23]. Güter können beispielsweise Materialien, Energie, Betriebseinrichtungen, Informationen oder Arbeitskräfte sein [69 S. 5]. "Ziel des Gütereinsatzes im Rahmen einer betrieblichen Leistungserstellung ist die Schaffung von Produkten oder das Erbringen von Dienstleistungen. Dabei wird immer eine sogenannte Wertschöpfung angestrebt, was bedeutet, dass dem Ergebnis des Gütereinsatzes mehr Wert beigemessen wird als der Summe der entstandenen Kosten [69 S. 5]." Der Kostenbegriff kann über diese Definition hinaus noch weiter unterteilt werden.

<u>Gesamtkosten:</u> Die Gesamtkosten setzen sich allgemein aus fixen und variablen Kosten zusammen (Gleichung 3-3).

Gesamtkosten = Fixe Kosten + Variable Kosten = 
$$K_F + K_V$$
 [71 S. 26] Gl. 3-3

Variable Kosten sind abhängig vom Grad der Beschäftigung eines Unternehmens. Wie Abbildung 3-2 zu entnehmen ist, können Kosten einen degressiven, proportionalen, progressiven oder einen fixen Verlauf aufweisen. Fixe Kosten fallen unabhängig vom Beschäftigungsgrad bzw. der Auslastung innerhalb einer Produktionseinheit an. Hierzu gehören beispielsweise Gehälter, Mieten, Abschreibungen oder das Lager. Zu einem Fixkostenanstieg kann es durch eine zusätzlich aufkommende Auslastung innerhalb einer Produktionseinheit kommen (vgl. Abbildung 3-2). [71 S. 26-27 u. S. 32]



Abbildung 3-2: Klassifizierung möglicher Kostenverläufe. Degressiv: Unterproportionale Änderung der Kosten infolge von Beschäftigungsänderung (z. B. Rohstoffkosten bei Mengenrabatten). Proportionale Änderung der Kosten gleich der Beschäftigungsänderung (z. B. Hilfsstoffe). Progressiv: Überproportionale Änderung der Kosten bei betrieblichen Änderungen (z. B. Überstundenzuschläge). Fixe Kosten: Keine Kostenänderung infolge von betrieblichen Änderungen. Erläuterungen [71 S. 26-27 u. S. 32]. Abbildung entnommen aus [72 S. 149].

Im Kontext dieser Arbeit gehört der nötige Materialverbrauch zur Herstellung einer Komponente zu den variablen Kosten, weil der Materialverbrauch abhängig von der Bestellmenge einer
produzierenden Komponente ist. Eine sprunghafte Nachfrageerhöhung von Elektrolyseuren würde z.B. zusätzliche Produktionskapazitäten erfordern und kann so zu einem Fixkostenanstieg führen. Die Fixkostendegression (Gleichung 3-4) beschreibt den Umstand dass die fixen Kosten bei steigendem Beschäftigungsgrad regressiv fallen [71 S. 30].

$$k_f = \frac{K}{x}$$
 Gl. 3-4

Mit:  $k_f$  = Fixe Kosten pro Stück in  $\in$ , K = Fixe Kosten in  $\in$ , x = Gesamtanzahl.

Die Kategorisierung von anfallenden Kosten in fix oder variabel ist jedoch stets eine betriebliche Entscheidung und kann nicht verallgemeinert werden [71 S. 27]. Ein wichtiger Begriff bei der Herstellung von Produkten ist der Selbstkostenbegriff.

<u>Selbstkosten:</u> Die Selbstkosten eines Produkts setzen sich aus den Herstellkosten, den Verwaltungskosten und den Vertriebskosten zusammen [71 S. 95, 73].

Selbstkosten = Herstellkosten + Verwaltungskosten + Vertriebskosten Gl. 3-5

Eine detaillierte Aufschlüsselung der Selbstkosten eines Kostenträgers nach Kostenarten, die in einem Fertigungsbetrieb bei der Herstellung eines Produktes anfallen, sind in Abbildung 3-3 dargestellt [71 S. 95, 73]. Als Kostenträger wird hierbei ein in einem Markt abgesetztes Produkt, z. B. eine Elektrolysekomponente oder ein Elektrolysesystem, bezeichnet [71 S. 36].



Abbildung 3-3: Aufschlüsselung der Selbstkosten nach Kostenarten und erweitert um die Preisbildung. Entnommen aus [71 S. 36 u. S. 95, 73].

Einzelkosten können dem Produkt direkt zugerechnet werden [vgl. 71 S. 36]. Hierzu zählen beispielsweise das Material, das für die Produktion des Produktes verwendet wurde oder Werkzeugkosten. Gemeinkosten sind Kosten, die einem Produkt nicht direkt zugerechnet werden können, aber für den Fertigungsablauf notwendig sind [vgl. 71 S. 36]. Hierbei kann es

sich um ein Materiallager handeln, das vom ganzen Betrieb benutzt wird oder um den Verwaltungsapparat, der für die administrativen Abläufe verantwortlich ist.

<u>Preisbegriff:</u> Durch einen Gewinnzuschlag auf die Selbstkosten ergibt sich ein Produktpreis (Gleichung 3-6).

Einordnung der Begrifflichkeiten in den Kontext dieser Arbeit: Der Elektrolyseurhersteller auf der einen Seite und der Bezieher sowie Betreiber des Elektrolyseurs auf der anderen Seite, werden stets bestrebt sein, mit ihren getätigten Investitionen kostengünstig zu produzieren, um gegebenenfalls vorgegebene Kosten zu erreichen, aber auch um ihren Gewinn zu maximieren. Kostengünstige und effiziente Elektrolyseure in der Beschaffung und im Betrieb wären für die Produktion von preisgünstigem Wasserstoff daher vorteilhaft. Eine Klassifizierung von betrieblichen Ausgaben in die Begriffe Investition, Kosten und Preise ist daher stets von der Betrachtungsweise abhängig.

Kostenbegriff aus Sicht des Elektrolyseurbetreibers: Für den Betreiber eines Elektrolyseurs, handelt es ich bei den Kosten unter anderem um die Elektrizitätskosten, die Kosten für Wasser sowie um die Wartung- und Reparaturkosten. Diese anfallenden Kosten, können durch effizienten Anlagenbetrieb reduziert werden. Sowohl die *Total Capital Investments*, die für die Anschaffung des Elektrolyseurs notwendig sind als auch die variablen Kosten und die Effizienz fließen in die Berechnung der Kosten bzw. Selbstkosten von Wasserstoff mit ein. Dieser Zusammenhang lässt sich mittels Gleichung 3-7 ([31 S. 199, 74]) beschreiben:

$$WGK = \frac{LHV}{\eta_{\text{System-LHV}}} \cdot \left( \left( \frac{\frac{i}{100\%} \cdot \left(1 + \frac{i}{100\%}\right)^n}{\left(1 + \frac{i}{100\%}\right)^n - 1} + \frac{OPEX}{100\%} \right) \cdot \frac{TCI}{VLS} + E_K \right) \quad \text{Gl. 3-7}$$

Mit: *WGK* = Wasserstoffgestehungskosten in €·(kg·H<sub>2</sub>)<sup>-1</sup>, *LHV* = Heizwert Wasserstoff in kWh·(kg·H<sub>2</sub>)<sup>-1</sup>,  $\eta_{\text{System-LHV}}$  = Heizwertbezogener Systemwirkungsgrad, *i* = Kalkulatorischer Zinssatz in %, *n* = Lebensdauer des System in Jahren, *OPEX* = Instandhaltung, Wartung (Betriebskosten ohne Elektrizität) in % der FCI, *TCI* = Gesamtinvestition für die Anlage (Stack + Anlagenperipherie) in €·kWe<sup>-1</sup>, *VLS* = Jährliche Betriebsstunden der Anlage in h, *E*<sub>K</sub> = Elektrizitätskosten in €·(kWh)<sup>-1</sup>. Formel entnommen aus [31 S. 199] und erweitert um Einheiten.

Entsprechend Gleichung 3-7 wird der Betreiber eines Elektrolyseurs, Systeme mit geringem Investitionsbedarf, hoher Effizienz und langen Lebensdauern bevorzugen, da dies vorteilhaft für die Wasserstoffgestehungskosten ist.

Kostenbegriff aus Sicht des Elektrolyseurherstellers: Aus Sicht des Elektrolyseurherstellers sind die obigen Definitionen des Investitions- und Kostenbegriffs wie folgt einzuordnen. Für den Aufbau einer Elektrolyseproduktion muss ein Hersteller Investitionen in die benötigten Produktionsmaschinen tätigen, sowie die nötigen Materialien beziehen. Vorrangiges Ziel für den Hersteller von Stack-Komponenten oder Elektrolysesystemen wird es sein, eine wirtschaftliche und kostengünstige Produktion zu erzielen. Für die Produktion der entsprechenden Komponenten sind unter anderem elektrolyserelevante Materialien, Arbeitskräfte, Verwaltungskräfte, Energie und Fertigungs-Know-How nötig. Der Verbrauch und der Einsatz

#### 3 Wirtschaftswissenschaftliche Grundbegriffe

dieser Güter zur Komponentenherstellung verursachen folglich variable und fixe Kosten. Der Elektrolyseurhersteller wird eine kostengünstige Produktion seines Produkts anstreben (niedrige Selbstkosten), um diese gewinnbringend zu verkaufen. Um eine wirtschaftliche Produktion zu erreichen, sind genaue Kenntnisse über die Selbstkosten bei der Fertigung eines Produkts sowie Kenntnisse über nötige Investitionen in die Produktionsmaschinen notwendig.

Kostenstruktur: Eine Zusammensetzung der Kostenstruktur im verarbeitenden Gewerbe nach den Kostenarten ist Abbildung 3-4 zu entnehmen. Entsprechend der Daten des statistischen Bundesamtes macht der Verbrauch von Roh-, Hilfs- und Betriebsstoffen ungefähr 43 % der Kosten aus. Weitere 3 % der Kosten werden durch Abschreibungen verursacht [75 S. 4].



# Abbildung 3-4: Darstellung der Kostenstruktur des verarbeitenden Gewerbes am Bruttoproduktionswert im Jahr 2017. Daten entnommen aus [75 S. 4].

Sonstige Kostenarten machen 54 % der Gesamtkosten aus. Hierzu gehören: "z.B. Werbe- und Vertreterkosten, Reisekosten, Provisionen, Lizenzgebühren, Ausgangsfrachten und sonstige Kosten für den Abtransport von Gütern durch fremde Unternehmen, Porto- und Postgebühren, Ausgaben für durch Dritte durchgeführte Beförderung der Lohn- und Gehaltsempfänger zwischen Wohnsitz und Arbeitsplatz. Versicherungsprämien. Prüfungs-. Beratungs- und Rechtskosten, Bankspesen, Beiträge zur Industrieund Handelskammer, zur Handwerkskammer, zu Wirtschaftsverbänden und dgl., jedoch ohne Kosten für Büro- und Werbematerial, ohne kalkulatorische Kosten, ohne außerordentliche und betriebsfremde Aufwendungen, Reparaturen, Instandhaltungen, Installationen, Montagen u.ä. (nur fremde Leistungen) [75 S. 5]."

Bei den Daten des statistischen Bundesamtes handelt es sich um Durchschnittswerte. Der Anteil des Materialverbrauchs kann je nach Unternehmen stark variieren. Untersuchungen von Hörsch [71 S. 46] zufolge, kann der Verbrauch an Roh-, Hilfs- und Zusatzstoffen 76 % ausmachen. Bei der Produktion von Batterien werden beispielsweise nach Darren Palmer [76] 75 % der Batteriekosten durch Rohstoffe verursacht. Daher sollte der Kostenaufschlag zur Berücksichtigung der sonstigen Kosten in Abhängigkeit der Anwendung gewählt werden.

<u>Zielkosten:</u> Ein weiterer Begriff mit Relevanz für diese Arbeit ist der Zielkostenbegriff bzw. Zielkostenrechnung. Bei der Zielkostenrechnung geben ein Unternehmen, ein Markt oder ein Wettbewerber einen Zielpreis und eine Zielmarge vor [77 S. 31]. Das Prinzip der Zielkostenrechnung ist Abbildung 3-5 zu entnehmen.



Abbildung 3-5: Prinzip der Zielkostenrechnung. Entnommen aus [71 S. 297].

Gemäß Abbildung 3-5 wird bei der Zielkostenrechnung von dem gestatteten Zielverkaufspreis der Zielgewinn abgezogen, wodurch sich die Zielkosten ergeben [71 S. 297, 77 S. 541]. Diesen **Zielkosten** werden die geschätzten Kosten gegenübergestellt, wodurch Kostenreduktionsmaßnahmen eingeleitet werden [71 S. 297]. Die Zielkostenrechnung erfordert eine enge Zusammenarbeit von Marketing, Engineering, Produktion und Controlling [77 S. 31]. Aufgabe der Entwicklung ist es, ein Produkt zu entwerfen, das Zielkosten und Kundenanforderungen entspricht [71 S. 296, 77 S. 31]. Die Zielkostenrechnung beschäftigt sich daher vornehmlich mit der Fragestellung was ein Produkt kosten darf [77 S. 541]. Die Werte aus Tabelle 1-1 sind besonders dann als Zielkosten zu werten, wenn nur der Wert als solches publiziert wurde. Der Aufwand, um diese Werte zu erreichen, müssen in der Forschung und Entwicklung überprüft werden.

Die Quantifizierung der angefallenen Kostenarten, deren Verteilung auf Kostenstellen und dem Kostenträger ist Aufgabe der Kosten- und Erlösrechnung. Auf diese Methode des internen Rechnungswesens [71 S. 3] und die Bedeutung dieser Methodik für diese Arbeit, wird im nachfolgenden Kapitel eingegangen.

# 3.2.1 Betriebliche Kostenerfassung: Kosten- und Erlösrechnung/Leistungsrechnung

Nachdem im vorherigen Abschnitt einige Grundbegriffe der Kosten- und Erlösrechnung bzw. Leistungsrechnung eingeführt wurden, wird in diesem Abschnitt näher auf diese Methodik des internen Rechnungswesens eingegangen werden. Übergeordnetes Ziel der Kosten- und Erlösrechnung ist es den Führungskräften eines Betriebs alle erforderlichen Informationen zu unternehmerischen Vorgängen bereitzustellen, damit diesen eine operative Leitung des Unternehmens möglich ist [71 S. 17-19]. Auf Basis der Ergebnisse der Kosten- und Erlösrechnung können folgende Entscheidungen getroffen werden [71 S.17-19]:

- Entscheidungen über die Durchführung eines Auftrages.
- Entscheidungen zu Rationalisierungsmaßnahmen.
- Entscheidungen über den Verbleib eines Produkts im Portfolio.
- Entscheidungen über Eigen- oder Fremdfertigung (Make or Buy).
- Entscheidungen zur Wahl eines Fertigungsverfahrens für die Produktherstellung.

#### 3 Wirtschaftswissenschaftliche Grundbegriffe

Das Prinzip der Kosten- und Erlösrechnung im Vollkostensystem ist in Abbildung 3-6 dargestellt. Die Kostenartenrechnung ordnet die Kosten nach den angefallenen Kostenarten (Einzelkosten bzw. Gemeinkosten) ein und beschäftigt sich mit der Frage, welche Kosten innerhalb einer Periode angefallen sind. Aufgabe der Kostenstellenrechnung ist es, die angefallenen Gemeinkosten nach Bereichen und Abteilungen aufzuschlüsseln, damit sie auf die Kostenträger verteilt werden können. Die Kostenstellenrechnung beschäftigt sich mit der Frage, wo im Betrieb die Kosten angefallen sind. [71 S. 18]

Kosten- und Erlösrechnung			
Kostenrechnung			
Kostenerfassung Kostenverrechnung			



# Abbildung 3-6: Prinzip der Kosten- und Erlösrechnung im Vollkostensystem. Entnommen aus [71 S. 44].

Die Verteilung der Gemeinkosten auf die Kostenträger erfolgt über Verrechnungssätze, die mit Hilfe von Betriebsabrechnungsbögen ermittelt werden und über Zuschläge möglichst verursachungsgerecht auf die Kostenträger umgelegt werden [77 S. 130, 78 S. 259]. Aufgrund der Verteilung der Gemeinkosten durch Zuschläge wird dieses Vorgehen auch als Zuschlagkalkulation bezeichnet [77 S. 130]. Für die Ermittlung des Materialgemeinkostenzuschlagssatzes werden beispielsweise die Materialgemeinkosten durch die innerhalb einer Periode verbrauchten Materialien (Materialeinzelkosten) dividiert, vgl. Gleichung 3-8 [77 S. 131].

$$Materialgemeinkostenzuschlagsatz = \frac{Materialgemeinkosten}{Materialeinzelkosten} \cdot 100$$
Gl. 3-8

Im Fall des Fertigungsgemeinkostenzuschlagssatzes gilt analog Gleichung 3-9.

$$Fertigungsgemeinkostenzuschlagsatz = \frac{Fertigungsgemeinkosten}{Fertigungseinzelkosten} \cdot 100$$
Gl. 3-9

Die Kostenstellenrechnung ist das Bindeglied zwischen Kostenarten- und Kostenträgerstückrechnung [78 S. 259]. In der Kostenträgerstückrechnung werden den einzelnen Kostenträgern die in der Kostenarten- und Kostenstellenrechnung ermittelten

Einzelkosten und die Gemeinkostenzuschlagsätze zugerechnet [78 S. 261]. Ziel der Kostenträgerstückrechnung ist die Ermittlung der Selbstkosten [78 S. 261]. Die Kostenträgerrechnung beschäftigt sich mit der Frage, wofür im Betrieb die Kosten angefallen sind [71 S. 18]. Im letzten Schritt, der Erfolgsrechnung, wird das betriebliche Ergebnis bestimmt. Hierbei werden die Erlöse den Kosten gegenübergestellt [71 S.17-19].

Nach Hörsch stellt die Zuschlagskalkulation bei Fertigungsunternehmen eine Lohnzuschlagskalkulation dar, weil die Fertigungsgemeinkosten einzelner Kostenstellen auf die Fertigungslöhne (Fertigungseinzelkosten) bezogen werden [71 S. 145]. Dieses Vorgehen ist nach Hörsch [71 S. 145] und Coenenberg et al. [77 S. 140] problematisch, denn durch die zunehmende Automatisierung im Bereich der Fertigung und der hierdurch zunehmenden Substitution von Arbeitskräften verändern sich die Kostenstrukturen und verschieben sich von den Fertigungslöhnen in Richtung Fertigungsgemeinkosten [71 S. 145] [77 S. 140]. Gemäß Gleichung 3-9 hätte eine kleine Änderung bei den Einzelkosten und hohen Fertigungsgemeinkosten große Folgewirkungen auf den Gemeinkostenzuschlag (mehrere hundert Prozent [77 S. 140]) [71 S. 145]. Die klassische Zuschlagskalkulation führt besonders dann zu einer nicht verursachungsgerechten Kostenzurechnung, wenn unterschiedliche Produkte die Maschine "einer Kostenstelle in unterschiedlichem Maße in Anspruch nehmen, ohne dabei zum Maschineneinsatz proportional Lohneinzelkosten zu verursachen" [77 S. 140] [vgl. auch 71 S. 145]. Abhilfe bei diesem Problem schafft die Maschinenstundensatzkalkulation. Nach Coenenberg et al. [77 S. 140] kommt der Maschinenstundensatzkalkulation durch die zunehmende Automatisierung im Bereich der Fertigung mehr Bedeutung zu. Bei der Maschinenstundesatzkalkulation werden alle maschinenabhängigen Gemeinkosten durch die Maschinenlaufzeit dividiert, wodurch sich die Kosten pro Maschinenstunde ergeben. Der Maschinenstundensatz kann mit Gleichung 3-10 bis Gleichung 3-12 berechnet werden [71 S. 140-153]. Nach Coenenberg et al. [77 S. 140] gehören zu den maschinenabhängigen Gemeinkosten unter anderem: "Kalkulatorische Abschreibungen, kalkulatorische Zinsen, Instandhaltung, Energie, Miete".

$$MSS = \frac{AB_{kal} + Zi_{kal}}{MSL}$$
 GI. 3-10

$$AB_{kal} = \frac{KB_{Ma}}{n_{Ma}}$$
Gl. 3-11

$$ZI_{kal} = \frac{KB_{Ma}}{2} \cdot ZS$$
 Gl. 3-12

Mit: *MSS* = Maschinenstundensatz in €·h<sup>-1</sup>, *AB*<sub>kal</sub> = kalkulatorische Abschreibungen in €, *Zi*<sub>kal</sub> = kalkulatorische Zinsen in €, *MSL* = Maschinenlaufzeit in h, *n*<sub>Ma</sub> = Nutzungsdauer Maschine in Jahren, *KB*<sub>Ma</sub> = Kapitalbedarf Maschine in €, *ZS* = Zinsen in € [71 S. 140-153].

Die Berechnung der Fertigungskosten aus dem Maschinenstundensatz geht mit der Annahme einher, dass freie Kapazitäten für die Fertigung anderer Produkte verwendet werden [79 S. 41]. Die nicht maschinenabhängigen Kosten werden nur nach tatsächlicher Inanspruchnahme auf die Produkte verrechnet [71 S. 146]. Die Restfertigungsgemeinkosten werden auch bei der Maschinenstundensatzkalkulation über Zuschläge verrechnet [77 S. 140]. Die Maschinenstundesatzkalkulation ist keine eigenständige Form der Kalkulation [71 S. 146]. Sie



unterscheidet sich von der traditionellen Zuschlagskalkulation nur in der Erfassung der maschinenabhängigen Fertigungsgemeinkosten, vgl. Abbildung 3-7 [71 S. 146].

Abbildung 3-7: Gegenüberstellung der Maschinenstundensatzrechnung und der traditionellen Zuschlagskalkulation. Entnommen aus [71 S. 146].

Das bisher beschriebene Vorgehen wird dafür verwendet, um im Sinne einer Istkostenrechnung, bereits angefallene Kosten innerhalb einer bereits abgeschlossen Periode systematisch zu erfassen [71 S. 37, 77 S. 60-61]. Wenn zukünftige Kostenpositionen betrachtet werden sollen, dann wird eine Plankostenrechnung benötigt [77 S. 61]. Auf die Plankostenrechnung wird im nächsten Abschnitt eingegangen.

# 3.2.2 Plankalkulation/Vorkalkulation

Plinke unterscheidet bei der Plankalkulation nach dem Produktionsumfang. In der Plankalkulation von Massen- und Serienfertigung sind hiernach keine großen Schwierigkeiten und Planungsunsicherheiten zu erwarten, da das Produkt anhand von Stücklisten und technischen Zeichnungen in den Einzelkosten bekannt ist. [70 S. 179-180]

Für eine Vorkalkulation von Produkten in der Massen- und Serienfertigung liegen folglich genug Informationen vor.

Die Plankalkulation von Produkten in der Kleinserien- und Einzelfertigung gestaltet sich komplexer [70 S. 179-180]. Nach Feldhusen et al. [72 S. 147] besteht die Schwierigkeit beispielsweise darin, schon in der Konzeptphase mit wenigen Informationen stichfeste Kostenprognosen zu erstellen. Bei einer Auftragsfertigung muss beispielsweise eine Kalkulation zu einem Zeitpunkt erstellt werden, zu dem das Produkt im Detail – im Gegensatz zur Massenfertigung – nicht bekannt ist [70 S. 181]. Hierdurch entstehen Unsicherheiten bei der

Angabe von Kosten in Angeboten und den anfallenden Gemeinkosten [70 S. 181]. Kosten können folglich über- oder unterschätzt werden. Von der Konzeptphase bis zum Serienentwicklungsstadium nimmt die Informationsdichte über ein Produkt zu [72 S. 147]. In Abhängigkeit des Entwicklungsstadiums existieren hierfür unterschiedliche Schätz- und Kalkulationsmethoden. Als Methoden zur Vorkalkulation nennt Plinke die Materialkosten-, die Kilokosten-, die Kostenfunktions- und die Detailkalkulation [70 S. 181-190]. Feldhusen et al. [72 S. 148] nennt unteranderem noch die Expertenbefragungen als Kalkulations- und Schätzverfahren. Auf diese Methoden wird im nächsten Abschnitt näher eingegangen.

### 3.3 Kostenschätzungsmethoden/Vorkalkulationsmethoden

In Abbildung 3-8 sind ausgewählte Schätz- und Kalkulationsmethoden dargestellt, die in Abhängigkeit des Innovations- bzw. Entwicklungsstadiums verwendet werden können. Hierzu gehören die Material-, Kilokosten- und Kostenfunktionsmethode sowie die Detailkalkulationen und die Expertenbefragung. Gemäß Abbildung 3-8 werden Detailkalkulationen in der Serienentwicklungsphase und bei geringem Produktinnovationsgrad angewendet. Dies kann damit begründet werden, dass bei einem Produkt in der Serienproduktion bereits ausreichend betriebliche Informationen zu einem Kostenträger vorliegen [72 S. 147]. In der frühen Entwicklungsphase und bei hohem Innovationsgrad des Produktes werden gemäß Abbildung 3-8 die Materialkosten- und Kilokostenmethode sowie Expertenbefragungen eingesetzt. Die Materialkostenmethode kann zudem in der frühen Entwicklungsphase und geringem Innovationsgrad und in der Serienentwicklungsphase bei hohem Innovationsgrad verwendet werden, wenn die Fertigungsverfahren bekannt sind [72 S. 148, vgl. 80 S. 40]. Auf das Vorgehen dieser Methoden wird in den nachfolgenden Abschnitten dieses Kapitels näher eingegangen.

Frühe Entwicklungsphase	Materialkostenmethode	Materialkostenmethode Kilokostenmethode Expertenbefragung	
Serienentwicklungsphase	Detailkalkulationen	Materialkostenmethode Kostenfunktionen	
·	gering	hoch	

Produktinnovations- und Fertigungstechnologiegrad

Abbildung 3-8: Einordnung der Verwendung von Kostenschätzungsmethoden in Abhängigkeit der Entwicklungsphase und des Innovationsgrades. Abbildung Entnommen aus [72 S. 148].

#### 3.3.1 Material-, Kilokosten und Kostenfunktionsmethode

Die Materialkostenmethode kann verwendet werden, wenn das Verhältnis der Herstellkosten und Materialkosten konstant ist [72 S. 147-148]. Die Herstellkosten des neuen Produktes ( $H_N$ ) können dann über Gleichung 3-13 berechnet werden.

$$H_N = \frac{H_A}{M_A} \cdot M_N = \frac{Herstellkosten_{Alt}}{Materialkosten_{Alt}} \cdot Materialkosten_{Neu}$$
Gl. 3-13

Bei der Kilokostenmethode (Gleichung. 3-14) wird angenommen, dass die Herstellkosten eines neuen Produktes sich aus den Massenverhältnissen des neuen und alten Produktes ergeben [72 S. 148].

$$H_N = \frac{G_N}{G_A} \cdot H_A = \frac{Gewicht \, des \, Produktes_{Neu}}{Gewicht \, des \, Produktes_{Alt}} \cdot Herstellkosten_{Alt} \qquad \text{GI. 3-14}$$

Sowohl bei der Kilokosten- als auch bei der Materialkostenmethode werden nur die Herstellkosten bestimmt [70 S. 181-187]. Verwaltungs- und Vertriebsgemeinkosten werden weiterhin über Zuschlagssätze berechnet [70 S. 181-187]. Daher handelt es sich bei diesen Vorkalkulationsmethoden ebenfalls um Vollkostenrechnungen. Bei beiden Methoden werden die Herstellkosten auf Basis bereits abgewickelter Projekte berechnet und für die Anwendung werden daher empirische Datensätze benötigt [70 S. 181-187]. Nach Plinke ist für die Anwendung der Kilokostenmethode ein Datensatz von n≥30 erforderlich [70 S. 186].

Bei Kostenfunktionen wird die "spezifische Abhängigkeit der Kosten von der Bezugsmenge verwendet" [72 S. 149]. Kostenverläufe können von regressiver, progressiver, proportionaler, degressiver, sprungfixer oder fixer Art sein [72 S. 149].

Nach Plinke handelt es sich bei den Kostenfunktionsmethoden um eine Erweiterung der Kilokostenmethode. Komplexe Produkte, wie beispielsweise eine Spritzgießmaschine oder ein Auto, werden hierbei in Baugruppen untergliedert. Die einzelnen Baugruppen werden nach unterschiedlichen Kosteneinflussgrößen (z.B. Gewicht, Leistung, Abmessungen) auf Basis empirischer Daten untersucht. Für die Baugruppen werden Kostenfunktionen gebildet. [70 S. 187-188]

Zu den Funktionsmethoden kann auch die Kapazitätsmethode (Gleichung 3-15) gezählt werden. Hierbei werden die Kosten einer neuen Anlage oder Komponente über die folgende mathematische Beziehung bestimmt [63 S. 187]:

$$KB_{\text{neu}} = KB_{\text{alt}} \cdot \left(\frac{K_{\text{neu}}}{K_{\text{alt}}}\right)^{\text{n}}$$
 Gl. 3-15

Mit:  $KB_{neu}$  = Kapitalbedarf der neuen Anlage in  $\in$ ,  $KB_{alt}$  = Kapitalbedarf der alten Anlagen in  $\in$ ,  $K_{neu}$  = Kapazität der neuen Anlage in  $\in$ ,  $K_{alt}$  = Kapazität der alten Anlage in  $\in$ , n = Kapazitätsexponent.

Mit diesem Ausdruck lässt sich der Kapitalbedarf einer neuen Anlage oder Komponente aus dem Kapitalbedarf einer bereits realisierten Anlage berechnen. Gleichung 3-15 wird in der Literatur als 0,6-Gesetz oder 0,7-Gesetz bezeichnet, weil sich der durchschnittliche Wert für den Exponenten zwischen 0,6 bis 0,7 bewegt. [81 S. 66-67] [vgl. 63 S. 187]

Von der unreflektierten Benutzung des 0.6- oder 0.7-Gesetzes ist jedoch abzuraten, da der Faktor zwischen 0,3 und 1,0 variieren oder auch größer ausfallen kann. Daher ist es besser für einzelne Komponenten und Anlagen die jeweils spezifischen Exponenten zu berechnen [81 S. 66 bis 67]. Für die Bestimmung des spezifischen Kapitalbedarfs kann Gleichung 3-15 in die folgende Form erweitert werden [63 S. 187]:

$$\frac{KB_{neu}}{K_{neu}} = \frac{KB_{alt}}{K_{alt}^n} \cdot \frac{K_{neu}^n}{K_{neu}} <=> \frac{KB_{neu}}{K_{neu}} = \frac{KB_{alt}}{K_{alt}^n} \cdot K_{neu}^{n-1}$$
Gl. 3-16

Für den Fall n < 1 ergibt sich aus Gleichung 3-16 ein regressiver Verlauf. Dies bedeutet, dass der spezifische Kapitalbedarf bei Erhöhung der Kapazität abnimmt. Im Fall n = 1 resultiert aus Gleichung 3-16 bei Erhöhung der Kapazität ein fixe (konstante) Zunahme des spezifischen Kapitalbedarfs. Für n > 1 ergibt sich aus Gleichung 3-16 eine degressive Zunahme des spezifischen Kapitalbedarfs. Diese Erläuterungen sind sowohl für den gesamten benötigten Kapitalbedarf als auch für den daraus resultierenden spezifischen Kapitalbedarf beispielhaft in Abbildung 3-9 dargestellt. Hierbei sind der Kapitalbedarf und die Kapazität der alten Anlage mit 100.000 € und 20.000 m<sup>3</sup>·h<sup>-1</sup> angenommen worden.



#### Verlauf des Kapitalbedarfs bei unterschiedlichen Exponenten



#### Verlauf der spezifischen Kosten bei unterschiedlichen Exponenten

Abbildung 3-9: Beispielhafte Berechnung der Verläufe des gesamten Kapitalbedarfs (obere Abbildung) und des spezifischen Kapitalbedarfs (untere Abbildung) einer fiktiven Anlage bei unterschiedlichen Kapazitäten. Berechnung der Werte erfolgten mit Gleichung 3-15 (obere Abbildung) und Gleichung 3-16 (untere Abbildung).

Im regressiven Fall (n < 1) fällt der spezifische Kapitalbedarf (€·m<sup>-3</sup>) bei Erhöhung der Kapazität. Dieser Effekt wird als Skaleneffekt (engl. economy of scale) bezeichnet und führt dazu, dass die spezifischen Kosten und der spezifische Kapitalbedarf sinken, je größer eine Komponente ausfällt [63 S. 188]. Sowohl die Materialkosten-, Kilokosten- und Kapazitätsmethode verlangen empirischen Daten aus bereits durchgeführten Aufträgen, um die Kosten eines Produktes zu bestimmen. Für PEM-Elektrolvseure sind weder für die Stack-Komponenten noch für das Gesamtsystem verlässliche Angaben zu Kosten bereits installierter Anlagen bekannt. Daher können die bisher diskutierten Methoden für die Abschätzung der Kosten der PEM-Elektrolyse nicht verwendet werden. Es fehlt hierfür schlicht ein "Startpunkt". Bei Vorliegen eines Verfahrensbildes und den entsprechenden Betriebsparametern und den daraus resultierenden Apparatedimensionen, können die Kosten einzelner Komponenten einer Prozessanlage mit Faktormethoden bestimmt werden. Auf diese Faktormethoden, im speziellen auf die Methode von Turton [63], wird im nächsten Abschnitt eingegangen.

# 3.3.2 Kostenmethode nach Turton – Anlagenbau

Im Folgenden wird auf die Kostenmethode nach Turton eingegangen, die im Anlagenbau verwendet werden kann [63 S. 182-221 (Kapitel 7 und Anhang A)]. Bei Vorliegen eines Verfahrensfließbildes und bei Kenntnis der Apparatedimensionen nach einer anwendungsgerechten Auslegung, können mit dieser Methode die Kosten einzelner Komponenten bestimmt werden. Die Gesamtkosten einer Anlage setzen sich dann folglich aus der Summe der Kosten der einzelnen Komponenten zusammen.

Methode eignet sich nach Turton für Abschätzungen im Rahmen Diese von Machbarkeitsstudien an [63 S. 184] und besitzt nach der AACE Klassifizierung eine Genauigkeit von -30 % bis +50 % (vgl. Abschnitt 3.3.3). Mit dieser Methode lassen sich über Faktoren direkte Kosten, indirekte Kosten, Kosten für Unvorhergesehenes sowie Kosten für notwendige Hilfseinrichtungen berechnen, die beim Bau einer neuen Anlage oder beim Bezug einer einzelnen Komponente anfallen können. Eine Übersicht der Kosten, die nach Turton beim Neubau einer Anlage berücksichtigt werden müssen, gibt Tabelle 3-1. Um den Unterschied zwischen direkten und indirekten Kosten zu erklären, vergleicht Turton den Bau einer Chemieanlage mit dem Bau eines Hauses [63 S. 193]. Die Gesamtinvestition bzw. Gesamtkosten setzen sich bei diesem Beispiel nicht nur aus den finanziellen Mitteln zusammen, die für das Material aufgewendet werden müssen - dies wären die direkten Kosten - sondern auch aus Ingenieursstunden, Planungsstunden oder den finanziellen Aufwendungen infolge von Unvorhergesehenem [63 S. 193]. Beim Vorgehen von Turton werden beispielsweise Pumpen nach der Pumpenart gruppiert und mit Faktoren beaufschlagt, die auch die Materialart für die Kostenabschätzung berücksichtigen. Für jede Gruppe werden Kostenfunktionen gebildet. Daher Kostenfunktionsmethoden kann diese Methodik zu den aezählt werden. Für Peripheriekomponenten wie Pumpen, Verdichter, Wärmeübertrager und Gas-Wasser-Separatoren. die auch bei PEM-Elektrolvseuren eingesetzt werden. kann dieses Berechnungsverfahren angewendet werden.

Tabelle 3	8-1: Darstellung o	ler Kosten, die	e bei der Baute	eilkostenmethode	von Turtor	n berücksichtigt
werden [	63 S. 194]. Fortse	tzung auf näch	nster Seite.			

#### Direkte Kosten

- a) Komponentenkosten: Anschaffungskosten der Komponente beim Hersteller
- b) Materialien die f
  ür die Installation einer Komponente erforderlich sind: Verrohrung, D
  ämmung, Feuerschutz, Ger
  üste f
  ür den Aufbau, Instrumentierung und Elektrik, Notwendige Anstriche f
  ür die Komponente
- c) Arbeit um die Komponente zu installieren:

#### Eventualverbindlichkeiten und Gebühren

- Eventualverbindlichkeiten:
   Berücksichtigt Unvorhergesehenes durch Unwetter, Streiks,
   Designänderungen der Anlage und Preisveränderungen
- b) Gebühren: Abhängig vom Projekt und Anlagentyp

#### Indirekte Kosten

- a) Fracht, Versicherung und Steuern: Beinhaltet alle Transportkosten der Komponente und den Installationsmaterialien bis zum Aufstellungsort, die Versicherungskosten der transportierten Komponente, anfallende Steuern beim Kauf der Komponente
- b) Overhead während Aufbau: Berücksichtigt Nebenleistungen wie Urlaub, Krankenstand, Personalfluktuationen, Sozialleistungen, Gehälter und Overhead für Aufsichtspersonal

#### Hilfseinrichtungen

- a) Arbeiten vor Ort: beinhaltet den Kauf von Grundstücken, Erschließung des Geländes, Installation und Anschluss von Elektro-, Wasser- und Abwassersystemen, Bau aller internen Straßen, Gehwege und Parkplätze
- b) Hilfsgebäude: Büros für Verwaltung, Instandhaltungsvorrichtungen, Kontrollräume, Lager, Service-Gebäude wie Cafeteria, Umkleiden, Medizinische Einrichtungen
- c) Lager f
  ür Ausgangsmaterialien und Produkte, Einrichtungen zum F
  üllen und Bef
  üllen von Ausgangsmaterialien und Produkten, Komponenten, die gesamte Ausr
  üstung, die zur Versorgung der erforderlichen Prozessbetriebsmittel erforderlich ist, zentrale Umweltkontrolleinrichtungen, Brandschutzsysteme

Über Gleichung 3-17 können mit diesem Vorgehen die direkten und indirekten Kosten (vgl. Tabelle 3-1), die bei der Anschaffung einer Komponente anfallen, berechnet werden [63 S. 197].

Mit:  $C_{BM}$  = Kosten einer Komponente inklusive direkte und indirekte Kosten in  $\in$ ,  $C_p^o$  = Kosten einer Komponente im Grundzustand (Grundzustand = Kohlenstoffstahl und atmosphärischer Betrieb) in  $\in$ ,  $F_{BM}$  = Material- und Druckfaktor abweichend vom Grundzustand in  $\in$  [63 S. 197].

Der Faktor  $C_p^o$  lässt sich mit Gleichung 3-18 [63 S. 850] bestimmen und steht für die Kosten einer Komponente im Grundzustand.

$$C_{\rm p}^{\rm 0} = 10^{K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(Z) + K_3 \cdot [\log_{10}(Z)]^2}$$
Gl. 3-18

Mit: Z = charakteristischer Parameter,  $K_{1-3}$  = Koeffizienten aus Tabelle 3-2.

In Tabelle 3-2 sind die für diese Arbeit relevanten Komponenten, mit den entsprechenden Koeffizienten *K* und ihren charakteristischen Parametern *Z* aufgeführt. Für Kompressoren sowie Pumpen entspricht der Größenparameter *Z* der Leistung in Kilowatt, für Wärmetauscher wird die Fläche in Quadratmeter und für Behälter das Volumen in Kubikmeter benötigt. Mit dem Faktor  $F_{BM}$  aus Gleichung 3-17 werden Abweichungen der Materialien und des Betriebsdruckes vom Basiszustand einer Komponente berücksichtigt. Im Basiszustand bestsehen die Komponenten aus Kohlenstoffstahl und sind für einen atmosphärischen Betrieb ausgelegt.

Tabelle 3-2: Koeffizienten K, Größenparameter Z und deren Intervalle für Komponenten die in dieser Arbeit Anwendung finden [63 S. 850-851].

Komponente	Komponententyp	K₁	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	Z	Min	Мах
Komprossor	Kolben, Turbo	2,2897	1,3604	-0,1027	kW	450	3000
Kompressor	Rotation/Schraube	5,0355	-1,8002	0,8253	kW	18	950
Pumpe	Kreisel	3,3892	0,0536	0,1538	kW	1	300
Wärme- tauscher	Rohrbündel	4,3247	-0,3030	0,1634	m²	10	1000
Wärme- tauscher	Douple Pipe	3,3444	0,2745	-0,0472	m²	1	10
Behälter	Vertikal	3,4974	0,4485	0,1074	m³	0,3	520

Die Berechnung des Faktors *F*<sub>BM</sub> erfolgt mit Gleichung 3-19 [63 S. 865-866].

$$F_{BM} = (B_1 + B_2 \cdot F_p \cdot F_M)$$
Gl. 3-19

$$F_p = 10^{C_1 + C_2 \cdot log_{10}(P) + C_3 \cdot [log_{10}(P)]^2}:$$
 GI. 3-20

Für Pumpen, Wärmeübertrager und Verdichter

Mit:  $B_{1-2}$ = Koeffizienten,  $F_p$ = Druckfaktor,  $F_M$  = Materialfaktor,  $C_{1-3}$  = Koeffizienten, P = Betriebsdruck.

Der Druckfaktor  $F_p$  kann mit Gleichung 3-20 für Kompressoren, Pumpen und Wärmetauscher berechnet werden. Für Behälter errechnet sich dieser Faktor über Gleichung 3-21 [63 S. 864].

$$F_p = \frac{P \cdot D}{\frac{2 \cdot S \cdot E - 1, 2 \cdot p}{t_{min}}} + CA$$
 GI. 3-21

Mit:  $t_{min}$  = Mindestdicke des Behälters 0,0063 m, P = Betriebsdruck in bar, D = Durchmeesser, S = maximal zulässiger Betriebsdruck des Materials in bar, E = Schweißnahtfaktor, CA = Korrosionstoleranz in m [63 S. 864].

Dieser Faktor berücksichtigt, dass bei Behältern bei steigendem Druck größere Wanddicken benötigt werden, um den Betriebsdruck standzuhalten. Typische Werte für den Schweißnahtfaktor *E* liegen zwischen 0,6 bis 1,0. Die Korrosionstoleranz *CA* liegt zwischen 3,15 bis 6 mm. Als Korrosionsschutz werden auch inerte Beschichtungen wie Glas und Kohlenstoff eingesetzt. Der maximal zulässige Betriebsdruck *S* ist stets abhängig vom verwendeten Material und der Temperatur. Für Stahl liegt der S bei Temperaturen von 350 °C bei 944 bar. Bei Edelstahl (Incoloy 800HT) liegt S bei 500 °C bei 1000 bar. [63 S. 202-203]

Wenn alle Faktoren bestimmt worden sind, können mit Gleichung 3-17 die direkt und indirekt anfallenden Kosten aus Tabelle 3-1 berechnet werden. Zusätzlich zu diesen müssen beim Neubau einer Chemieanlage auf unberührtem Land oder bei einer Erweiterung einer Anlage

Gebühren, unvorhersehbare Ereignisse und Hilfseinrichtungen berücksichtigt werden, vgl. Tabelle 3-1. Diese Gebühren und Ereignisse können die Kosten um weitere 18 % erhöhen [63 S. 213-214]. Für den reibungslosen Aufbau und Betrieb der Anlage muss das Bauland erschlossen werden sowie Nebengebäude für die Lagerung von Produkten und Edukten sowie Bürogebäude aufgebaut werden [63 S. 213-214]. Dieser Block kann weitere 50 % der Kosten aller Komponenten im Grundzustand ausmachen [63 S. 213-214]. Im Grundzustand bestehen die Komponenten aus Kohlenstoffstahl und sind für 1 bar ausgelegt. Für die *Fixed Capital Investments* bzw. das Anlagevermögen gilt nach dieser Methodik daher [63 S. 214]:

$$FCI = 1,18 \cdot \sum_{i=1}^{n} C_{BM} + 0,5 \cdot \sum_{i=1}^{n} C_{BM}^{o}$$
 GI. 3-22

Mit: *FCI* = Investitionssumme in  $\in$ ,  $C_{BM}$  = Investitionen in die Einzelkomponenten in  $\in$ ,  $C_{BM}^{o}$  = Investitionen im Grundzustand in  $\in$ .

Da die Werte von Turton aus dem Jahre 2001 stammen und in US-Dollar gelten, müssen die Werte über den CEPCI (*Chemical Engineering Plant Index*) um generelle Preisveränderungen aktualisiert werden [63 S. 212]. Die Umrechnung von US-Dollar zu Euro erfolgt in dieser Arbeit 1:1. Daher folgt für die *Fixed Capital Investments* in Euro 2017 unter Berücksichtigung des CEPCIs von 2017 (568 [82]) Gleichung 3-22 [63 S. 212]:

$$FCI_{2017} = FCI_{2001} \cdot \left(\frac{CEPCI_{2017}}{CEPCI_{2001}}\right) = FCI_{2001} \cdot \left(\frac{568}{394}\right)$$
Gl. 3-23

Zusätzlich zu den *Fixed Capital Investments* muss noch das *Working Capital* berücksichtigt werden (vgl. Abschnitt 3.1), wodurch sich die *Total Capital Investments* ergeben.

$$TCI = \frac{FCI}{f_{\rm WC}}$$
Gl. 3-24

Mit: TCI = Total Capital Investment in  $\in$ , FCI = Fixed Capital Investment bzw. Anlagevermögen in  $\in$ ,  $f_{WC} =$  Faktor zur Berücksichtigung des *Working Capitals*.

<u>Ergänzungen:</u> In Tabelle 3-3 sind die Koeffizienten für  $B_{1-2}$  und  $C_{1-3}$  aufgeführt, die für diese Arbeit relevant sind. Für den Materialfaktor  $F_{\rm M}$  bzw.  $F_{\rm BM}$  in gelten die Faktoren in Tabelle 3-4.

Komponente	Kompone	Komponententyp B <sub>1</sub>			<b>B</b> <sub>2</sub>
Pumpe	Kreis	el	1,89	9 1,35	
Wärmetausche	er Rohrbü	ndel	1,63	1,66	
Pohöltor	Horizo	ntal	1,49		1,52
Denaiter	Vertik	Vertikal			1,82
Komponente	Тур	<b>C</b> <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	Druckbereich
Verdichter	Rotation, Kolben	0	0	0	-
Pumpe	Kreisel	0	0	0	p<10
		-0,3935	0,3957	-0,00226	10 <p<100< td=""></p<100<>
\//ärmeeteuseksi	Pohrhündel	0	0	0	p<5
vvannetausollei	Rombunder	-0,00164	-0,00627	0,0123	5 <p<140< td=""></p<140<>

# Tabelle 3-3: Koeffizienten $B_{1-2}$ und $C_{1-3}$ für die Komponenten, die in dieser Arbeit Anwendung finden [63 S. 865-870].

#### Tabelle 3-4: Materialfaktoren die in dieser Arbeit Anwendung finden [63, S. 867-871].

Komponente	Komponententyp	Materialart	Materialfaktor $F_{M}$
Wärmetauscher	Rohrbündel	Mantel: Stahl Rohre: Edelstahl	1,8
Pumpe	Kreisel	Edelstahl	2,25
Behälter	Horizontal/Vertikal	Edelstahlverbund	1,8
Komprossor	Rotation	Edelstahl	F <sub>BM</sub> = 5
Rompressor	Kolben	Edelstahl	F <sub>BM</sub> = 7

# 3.3.3 Expertenabschätzungen und Detailkalkulationen

In Rahmen von Expertenabschätzungen sollen verschiedene Experten unabhängig voneinander Kosten schätzen. Hierdurch soll eine gegenseitige Beeinflussung vermieden werden. Im Anschluss an die Expertenbefragungen, erfolgen gemeinsame Diskussionen wodurch weitere Kostentreiber aufgedeckt werden können. [72 vgl. S. 149]

Bei einer <u>Detailkalkulation</u> werden die Wertschöpfungsschritte detailliert im Hinblick auf den Kostenbeitrag an den Herstellkosten betrachtet. Hierfür sind detaillierte Informationen bzw. Kenntnisse über Produktinnovationen und Fertigungstechnologien notwendig. [72 vgl. S. 150]

# 3.4 Ergebnisse und Methoden bisheriger Kostenprojektionen zu PEM-Elektrolyseuren

Nachdem in Abschnitt 3.3 die Kostenabschätzungsmethoden diskutiert wurden, werden im Folgenden die bisherigen Kostenprojektionen zur PEM-Elektrolyse diskutiert.

### 3.4.1 Expertenbefragungen und weitere Untersuchungen

# Expertenbefragung nach Schmidt et al. [83]

In einer von Schmidt et al. [83] in Jahr 2017 durchgeführten Expertenbefragung wurden unter anderem Abschätzungen zu den potenziellen Kapitalkosten der PEM-Elektrolyse von Experten mittels Fragebögen eingeholt. Im Rahmen dieser Studie sollten von Experten aus Forschung und Industrie 10 %, 50 % und 90 %-Perzentile zu den erwartbaren Kapitalkosten von Elektrolyseuren für das Jahr 2020 und 2030 abgegeben werden [83]. Den Auswertungen dieser Studie zufolge, bewegen sich die Kapitalkosten der PEM-Elektrolyse für das Jahr 2020 für das 50 %-Perzentil in einer Spanne von 1000 bis 1850  $\in_{2017}/kW_e$  (in 2030: 850 bis 1650  $\in_{2017}/kW_e$ ) [83]. Der Auswertung der minimalen und maximalen Werte für das 10 % und 90 % Perzentil zufolge, bewegen sich die Kapitalkosten für 2020 in einer Spanne von 800 bis 2200  $\in_{2017}/kW_e$  (in 2030: 900 bis 1980  $\in_{2017}/kW_e$ ) [83].

### Fuel Cells and Hydrogen Joint Undertaking (FCHJU)

Bertuccioli et al. [29, vgl. 84] führten 2014 Interviews unter anderem mit dem Ziel durch, die Kapitalkosten von PEM-Elektrolyseuren zu ermitteln. In dieser Studie werden ebenfalls die Kapitalkosten für die PEM-Elektrolyse für die Jahre 2014 bis 2030 abgeschätzt, vgl. Abbildung 3-10. Diese Werte schließen die elektrische Versorgung, die Gastrocknung und die Systemkontrolle mit ein.



# Abbildung 3-10: Erwarteter Verlauf der Kapitalkosten für die alkalische und die PEM-Elektrolyse für den Zeitraum 2014 bis 2030. Entnommen aus [29, 84]. In der grünen und roten Kurve sind jeweils die oberen und unteren Grenzen der geschätzten Abschätzungen dargestellt.

Nach dieser Studie werden Kostenreduktionen durch verbesserte Lieferketten, höhere Produktionsvolumina und durch technologische Entwicklung erwartet [29]. Unter letztgenanntem Punkt fallen Kostenreduktionen durch speziell für die Elektrolyse entwickelte Peripheriekomponenten, durch die Reduktion der Iridiumbeladung sowie Kostenreduktionen durch Forschung und Entwicklung an den Bipolarplatten [29, vgl. auch 66 S. 28]. Den Ergebnisse dieser Studie nach, verursacht der Stack 60 % der Gesamtkosten und die Leistungselektronik 15 % [29]. Im Stack sind die Bipolarplatten mit 51 % die größten Kostentreiber [29], vgl. Abbildung 3-11.



Abbildung 3-11: Kostenstruktur PEM-System und PEM-Stack nach FCHJU. Entnommen aus [29].

#### Nationale Organisation Wasserstoff- und Brennstoffzellentechnologie: NOW-Studie 2018

In einer im Auftrag der Nationalen Organisation Wasserstoff- und Brennstoffzellentechnologie (NOW) durchgeführten Expertenbefragung wurden ebenfalls Abschätzungen zu den Kapitalkosten der PEM-Elektrolyse für die Jahre 2018, 2030 und 2050 getroffen. Die Ergebnisse dieser Befragung können Abbildung 3-12 und Abbildung 3-13 entnommen werden. Für das Jahr 2050 werden für die PEM-Elektrolyse im Mittel Technologiekosten von 500 €<sub>2018</sub>/kW<sub>e</sub> projiziert.



Abbildung 3-12: Ergebnisse der Expertenbefragungen aus der NOW-Studie "Industrialisierung der Wasserelektrolyse in Deutschland: Chancen und Herausforderungen für nachhaltigen Wasserstoff für Verkehr, Strom und Wärme" [31 S. 175].



Abbildung 3-13: "Anteile wesentlicher Komponenten der PEM-Elektrolyse an den Gesamtkosten des Systems entsprechend Umfragerückläufen" [31 S. 45].

Den Ergebnissen dieser Studie nach, verursacht der Stack 40 bis 50 % der Gesamtkosten und die Leistungselektronik 15 bis 20 %, vgl. Abbildung 3-13. Im Stack soll die Membran-Elektroden-Einheit zukünftig 20 bis 30 % der Stack-Kosten ausmachen [31 S. 47].

#### Forschungszentrum Jülich GmbH

Stolten et al. prognostizieren spezifische Kosten von 500 €<sub>2013</sub>/kW<sub>e</sub> für das Jahr 2050 bei einer installierten Elektrolysekapazität von 84 GW<sub>e</sub> [30 S. 210-211]. Mergel et al. [85 S. 438] sehen technologisches Optimierungspotenzial in der Entwicklung der Peripheriekomponenten einer PEM-Elektrolyseanlage, die dem dynamischen Betrieb einer Elektrolyseanlage gerecht werden sollen. Müller et al. [86] sehen bei geringen Drücken und im kleinen Leistungsbereich einen ökonomischen Vorteil bei einem Elektrolyseur, der ausschließlich über die Kathode mit Wasser versorgt wird. Der Druckbereich wird von Müller et al. jedoch nicht im Detail angegeben. Das Konzept einer solchen Anlage ist in Abbildung 3-14 dargestellt [86]. Die Theorie hinter Müller et al. 's [86] ist, dass das Wasser auf der Kathode durch die Membran zur Anode permiiert. Auf der Anode wird das Wasser in Sauerstoff, Protonen und Elektronen zersetzt. Die Protonen werden über die protonenleitende Membran zurück zur Kathode geleitet und zu Wasserstoff reduziert. Nach Müller et al. [86] ergibt sich der ökonomische Vorteil dieses Konzepts dadurch, dass infolge einer ausschließlichen Wasserversorgung der Kathode auf der Anode keine Pumpe, kein Wärmeübertrager und kein Gas-Wasser-Separator benötigt werden (vgl. Abbildung 3-14). Dieses Konzept wird in dieser Arbeit ebenfalls kostentechnisch bewertet.



Abbildung 3-14: Konzept einer PEM-Elektrolyse Anlage, die nur über die Kathode mit Wasser versorgt wird [86]. Auf der Anode entfallen die Pumpe, der Wärmeübertrager sowie der Gas-Wasser-Separator.

# Studie über die Planung einer Demonstrationsanlage zur Wasserstoff-Kraftstoffgewinnung durch Elektrolyse mit Zwischenspeicherung in Salzkavernen unter Druck (kurz: PlanDelyKaD-Studie)

In der PlanDelyKaD-Studie [7] wurde in einem Konsortium der Kapitalbedarf für eine 5 MW<sub>e</sub> und eine 100 MW<sub>e</sub> PEM-Elektrolyse Anlage berechnet. Für die Berechnung der Stack-Kosten wurde ein internes Kostenmodell verwendet, welches um Informationen aus der Industrie erweitert wurde. Das Kostenmodell wurde im Detail nicht veröffentlicht und beinhaltet auch Expertenabschätzungen und Angebote für die Systemkomponenten.

Sowohl für die 5 MW<sub>e</sub> als auch für die 100 MW<sub>e</sub> Anlage wurden Verfahrensfließbilder entwickelt. Die Kostenabschätzungen beinhalten die in Abbildung 3-15 dargestellten Komponenten sowie einen 20 %gen Gewinnaufschlag auf Investitionssumme zur Berücksichtigung des Gewinns, der Forschungskosten und Unvorhergesehenem. Für die 5 MW<sub>e</sub> Anlage werden die spezifischen Kosten mit 957  $\in_{2014}$ /kW<sub>e</sub> abgeschätzt und für die 100 MW<sub>e</sub> Anlage mit 305  $\in_{2014}$ /kW<sub>e</sub>. Für die Berechnung der Investitionen der 100 MW<sub>e</sub> Anlage sind zudem technologische Entwicklungen berücksichtigt worden. [7 S. 63]



# Abbildung 3-15: Kostenstruktur für das 5 MW Elektrolysesystem aus der PlanDelyKaD-Studie [7 S. 59].

Den Ergebnissen dieser Studie nach, sind die Hauptkostentreiber der Stack (32 %) und die Leistungselektronik (20 %) [7 S. 59].

### 3.4.2 Detailkalkulation: National Renewable Energy Lab (NREL)

In einer aktuellen Studie des *National Renewable Labs* vom August 2019 [26] werden die spezifischen Kosten eines bei 30 bar betriebenen PEM-Elektrolyseurs ohne Installationskosten und Gewinnbeitrag mit ~230-250  $$_{2015}$ /kW<sub>e</sub> angegeben(vgl. Abbildung 3-17). Die Katalysatorbeladung auf der Anode und Kathode werden mit jeweils 0,7 mg·cm<sup>-2</sup> (Anode) und 0,4 mg·cm<sup>-2</sup> (Kathode) angegeben. In dieser Studie sind per Detailkalkulation die

Fertigungswege für die einzelnen Stack-Komponenten systematisch nachgebildet und berechnet worden. Die Kostenstruktur des Systems und des Stacks aus dieser Studie können Abbildung 3-16 entnommen werden.



Abbildung 3-16: Kostenstruktur System (oben) und Stack (unten) eines 1 MW PEM-Systems bei 30 bar betriebenen Elektrolyseurs. Entnommen aus. Oben Kostenstruktur System unten Kostenstruktur des Stacks. [26 S. 29-31]

Die Leistungselektronik und der Stack machen nach diesen Ergebnissen jeweils knapp 1/3 der Kosten aus. Größter Kostenverursacher im Stack sind in Abhängigkeit der produzierten Menge die Membran-Elektroden-Einheiten mit knapp 26 bis 47 %, die porösen Gasdiffusionsschichten

(~17 bis 25 %) und die Bipolarplatten (12 bis 21 %) [26 S. iii]. Zusätzlich zu den Kosten werden in dieser Studie noch Zuschläge für Installation und für Gewinn berücksichtigt. Hierdurch erhöhen sich die Systemkosten auf ungefähr 460 bis 500 \$ $_{2015}$ /kW<sub>e</sub>, vgl. Abbildung 3-17.



Abbildung 3-17: Systemkosten mit Zuschlägen für Installation und Gewinnaufschlag aus der NREL-Studie [26 S. 37].



#### 3.4.3 Diskussion bisheriger Kostenprojektionen

In Abbildung 3-18 sind die aktuellen Kostenprojektionen unterschiedlicher Institutionen gegenübergestellt worden, die in den absoluten Werten untereinander stark variieren.

Abbildung 3-18: Gegenüberstellung ausgewählter Kostenprojektionen. PD 5 MW = PlanDelyKaD [7], PD 100 MW = PlanDelyKaD [7], BT = Kostenprojektionen von Bertuccioli et al. (FCHJU) [29], NOW [31], FZJ [30 S. 210-211], NREL [26], DOE [27]. Aus der Veröffentlichung von Bertuccioli et al. (vgl. Abbildung 3-10) wurden in die Abbildung die Basiswerte eingetragen.

Problematisch bei Expertenbefragungen kann es sein, dass Fragebögen oder Fragen unbeantwortet zurückgeschickt werden können (vgl. [31 S. 35, 83]). Hierdurch können sich starke Ausschläge ergeben. Zusätzlich ist bei Expertenbefragung nicht zweifelsfrei nachvollziehbar, auf welche Grundlage die geäußerten Werte seitens eines Experten getätigt wurden, wodurch eine Diskussion erschwert wird.

Bei den Abschätzungen aus dem europäischen Raum handelt es sich häufig um Werte aus Expertenbefragungen. Das Abschätzen eines Wertes für ein Gesamtsystem kann die Kostenanteile der einzelnen Systemkomponenten verschleiern. Für den Stack sollte der fertigungstechnische Aufwand im Detail betrachtet werden, um Stellschrauben aufzudecken und so eine Diskussionsgrundlage für Entwicklungsarbeiten zu bilden. In der PlanDelyKaD-Studie wird ein internes Kostenmodell für den Stack verwendet, aber das verwendete Kostenmodell wird im Detail nicht präsentiert.

Für die Abschätzungen aus dem amerikanischen Raum werden eigene Bottum-Up (Detailkalkulation) Kostenmodelle verwendet. In Kostenstudien von *Strategic Analysis* [87] zu Brennstoffzellensystem werden beispielsweise die Annahmen periodisch aktualisiert. Die hier diskutierte Studie des *National Renewable Energy Labs* aus dem August 2019 verwendet ebenfalls ein *Bottum-Up* Modell zur Bestimmung der Stack-Kosten. Hierdurch werden wichtige

Kostentreiber und der Fertigungsaufwand aufgedeckt und die Plausibilität der Annahmen kann überprüft werden. Für Kostenabschätzungen sollten daher Detailkalkulationen verwendet werden, um so Veränderungen an den Annahmen zuzulassen.

# 3.5 Zusammenfassung und Beurteilung der Informationen des Kapitels

In diesem Kapitel wurden die wirtschaftswissenschaftlichen Grundbegriffe eingeführt, die für das Verständnis der Arbeit wichtig sind. Bei der Anschaffung und dem Aufbau eines Elektrolyseurs müssen neben direkten und indirekten Kosten bzw. Investitionen auch unvorhergesehene Ereignisse und Hilfsgebäude berücksichtigt werden. Zudem muss der Anlagenbetrieb der ersten Monate vom Elektrolyseur-Betreiber finanziert werden, wodurch sich die Total Capital Investments ergeben. Als Kostenschätzmethoden wurden unteranderem die Material-, die Kilokosten-, die Kostenfunktionsmethode sowie die Expertenbefragungen diskutiert. Die Materialund Kilokostenmethode können verwendet werden. wenn empirische Kostendaten/Datensätze zu bereits realisierten Projekten ähnlicher Erzeugnisse vorhanden sind. Für die PEM-Elektrolyse sind verlässliche Datensätze nach Kenntnisstand des Autors nicht vorhanden. Daher ist eine Anwendung dieser beiden Methoden nicht möglich.

Expertenbefragungen wurden bereits durchgeführt, jedoch können nicht ausgefüllte oder unvollständig ausgefüllte Fragebögen zu Ausreißern führen. Zudem kann nicht zweifelsfrei geklärt werden, welche Methoden und Annahmen die befragten Experten für die Beantwortung der Kostenfragen jeweils verwendet bzw. getroffen haben. Der Detailgrad bei dieser Methode wird stark von der Art der gestellten Fragen abhängig sein.

Als Kostenfunktionsmethode, die für die Kostenschätzung in Planung befindlicher Projekte verwendet werden kann, hat sich die Kostenmethode von Turton hervorgetan. Die Methodik kann jedoch nur für die Peripheriekomponenten (Pumpen, Kompressoren, Gas-Wasser Separatoren, Wärmeübertrager) eines PEM-Elektrolysesystems angewendet werden und nicht für den Stack und die Leistungselektronik.

Für die Stack-Komponenten aus Tabelle 2-1 muss ein separates Kostenmodell entwickelt werden. Hierfür bietet sich die Detailkalkulation an. Um die Detailkalkulation anwenden zu können, muss jedoch eine Komponentenanalyse für die einzelnen Stack-Komponenten durchgeführt werden, in der die notwendigen Materialien und die Fertigungsverfahren zur Herstellung dieser aufgedeckt werden. Zusätzlich wäre es vorteilhaft die Investitionen in die Fertigungsmaschinen aufzudecken, um hieraus Maschinenstundensätze bilden zu können.

Für den Stack wird daher zuerst eine Analyse der Materialien erfolgen. Dies ist Gegenstand des nächsten Kapitels. Hierauf aufbauend erfolgt in Kapitel 5 eine Analyse der Fertigungsverfahren.

# 4 Materialbezugskosten/Anschaffungskosten elektrolyserelevanter Materialien

Die verwendeten Materialien in der PEM-Elektrolyse müssen trotz sauren Bedingungen, hohen Temperaturen und hohen Drücken den reibungslosen Betrieb des Elektrolyseurs garantieren. Zudem können Materialkosten nach den Recherchen dieser Arbeit bis zu 76 % der Produktkosten verursachen und sind maßgeblich für die Wirtschaftlichkeit eines Produktes verantwortlich. Eine genaue Kenntnis über die möglichen Materialkosten, die beim Bezug dieser am Markt (Handelspreise bzw. Warenwert) zu erwarten sind und der Verfügbarkeit der Materialien ist daher wichtig für die Technologiebewertung und den Stack-Hersteller. In diesem Kapitel werden Materialkostenkurven für relevante Elektrolyse-Materialien entwickelt. Eine öffentlich zugängliche Übersicht der potenziellen Materialkosten existiert für die PEM-Elektrolyse bislang nicht. Eine erste Identifikation der Stack-Komponenten und deren Materialien, erfolgte in Abschnitt 2.2. Gegenstand dieses Kapitels ist es die folgende Frage detailliert zu beantworten:

• Welche Materialien werden für die Herstellung von Stack-Komponenten benötigt und welche Materialbezugskosten sind zu erwarten?

# 4.1 Edelstahl und unlegierter Baustahl

Edelstahl bzw. nichtrostender Stahl wird als Substratmaterial für Bipolarplatten eingesetzt. Nichtrostende Stähle - nichtrostender Stahl = mindestens 10 Gewichtsprozent Chrom und höchstens 1,2 Gewichtsprozent Kohlenstoff - besitzen die Eigenschaft eine Passivschicht (Oxidschicht) auszubilden, die das Metall vom Angriffsmedium schützt [88]. Diese Schicht bildet sich spontan an Luft oder in wässrigen Medien, kann jedoch durch bestimmte Substanzen dauerhaft zerstört werden [88 S. 102]. Für die Korrosionsbeständigkeit ist die Passivschicht zwar vorteilhaft, jedoch besitzt die Passivschicht eine schlechte elektrische Leitfähigkeit [89]. Hierdurch würden beispielsweise bei einer Brennstoffzelle 10 % der elektrischen Spannung verloren gehen [89]. Um dies zu unterbinden, wird die Passivschicht entfernt und korrosionsbeständige und elektrisch leitfähige Beschichtungen verwendet [89]. Nach Angaben der Industrie existieren keine Edelstähle die Polarisationen von >1,25 V unbeschichtet unter standhalten sauren Bedingungen langfristig können [90]. In Tabelle 4-1 sind Korrosionseigenschaften gängiger und in der Elektrolyse eingesetzter Edelstähle dargestellt.

Tabelle4-1:BeständigkeitverschiedenerEdelstählegegenüberSchwefelsäurebeiunterschiedlichenTemperaturen.Mit: "0 = beständiggegen abtragendeFlächenkorrosion,1 = geringerAngriff durch abtragendeFlächen Korrosion, 2 = kaum beständiggegen abtragendeFlächenkorrosion, 3 = unbeständiggegen abtragendeFlächenkorrosion."[88]

Substanz	Temp. in °C	Konz. in Gew%	1.4301	1.4404	1.4465	1.4539
	20	20	1	1	0	0
Schwelsäure	70	20	2	2	1	1
	kochend	20	3	3	2	2

Eine Darstellung der spezifischen Materialkosten beim Bezug am Markt von Edelstahl in Abhängigkeit der bezogenen Materialmenge ist Abbildung 4-1 zu entnehmen. In Abbildung 4-1

ist ein regressiver Kostenverlauf der spezifischen Kosten mit steigender Abnahmemenge zu beobachten. Die modellierte Exponentialfunktion in Abbildung 4-1 gibt näherungsweise den zu erwartenden Kostenverlauf in Abhängigkeit der bezogenen Materialmenge wieder. Diese Daten basieren auf recherchierte Angebote von Marktteilnehmern und können mit Boothroyd et al. [91 S. 49 u. 377] und den Quellen [92, 93] abgeglichen werden. Die exponentielle Abnahme der spezifischen Kosten kann zum einen mit der Fixkostendegression begründet werden, die dazu führt, dass der Anteil der fixen Kosten eines Betriebs auf eine höhere Stückzahl umgelegt werden kann - vgl. Abschnitt 3.2 Erläuterungen zur Fixkostendegression. Weiterhin können dem Einkauf des beziehenden Unternehmens Mengenrabatte eingeräumt werden [vgl. 77 S. 412]. Grundsätzlich ist der in Abbildung 4-1 beschriebene regressive Verlauf auch für alle nachfolgenden Materialien zu beobachten. Weiterhin wurden auch für alle weiteren Materialien in diesem Kapitel, außer den Katalysatoren, die zu erwartenden Bezugskosten mit einer Exponentialfunktion modelliert.



Abbildung 4-1: Verlauf der spezifischen Materialkosten für Edelstahlbleche. Für geringe Abnahmemengen sind spezifische Kosten von 7 bis 12 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten. Bei Abnahmemengen von >1000 kg sind spezifische Materialkosten von 3 bis 4 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten.

Unlegierter Baustahl wiederum eignet sich als Material für die Endplatten. Prinzipiell können die Endplatten des Elektrolyseurs ebenfalls aus Edelstahl gefertigt werden, jedoch liegen die spezifische Kosten von Stahl um das sechsfache [91 S. 377] unter denen von Edelstahl. Um die Korrosion von Stahl durch Wasser zu unterbinden, das durch die Endplatten in den Elektrolyse Stack fließt, können beim Einsatz von Stahlendplatten ähnlich wie bei Platten Wärmeübertragern Edelstahlgewindefittings benutzt werden [94 S. 6]. Dies reduziert die Kosten der Endplatten, ohne die Funktionstüchtigkeit des Elektrolyse-Stacks zu gefährden. Entsprechend der von Boothroyd et al. [91 S. 377] und den von den Referenzen [93, 95] veröffentlichten Kostenwerten kann bei Stahl ein sechsfach reduzierter Wert in Relation zu Edelstahl angenommen werden. Hierdurch fallen für Kohlenstoffstahl bei geringen Abnahmemengen spezifische Kosten beim Bezug am Markt von 1,6 bis  $2 \in kg^{-1}$  und für Abnahmemengen >1000 kg von 0,5 bis 0,7  $\in kg^{-1}$  an.

# 4.2 Kunststoffe

Kunststoffe werden in PEM-Elektrolyseuren als Materialien für Rahmen oder für die Isolationsplatten verwendet. Die verwendeten Kunststoffe müssen den Anforderungen und Betriebsbedingungen der PEM-Elektrolyse gerecht werden. Der verwendete Kunststoff muss daher auch beim Druckbetrieb des Elektrolyseurs und bei Temperaturen von 80 °C oder höher verformungsstabil sein, darf elektrisch nicht leiten, muss säureresistent sein und darf kein Wasser aufnehmen. Zusätzlich dürfen Wasserstoff und Sauerstoff nicht durch den Werkstoff diffundieren. Eine Übersicht von Standard-Kunststoffen, Technischen-Kunststoffen und Hochtemperatur-Kunststoffen mit den dazugehörigen Spannen und jährlichen Verbrauchsmengen ist in Abbildung 4-2 dargestellt.



Abbildung 4-2: Übersicht von Standard-Kunstoffen, Technischen-Kunststoffen und Hochtemperatur-Kunststoffen mit den dazugehörigen erwartbaren Kostenspannen und dem jährlichen Verbrauch des Jahres 2000 [96 S. 66].

Besonders die Hochtemperatur-Kunststoffe eignen sich aufgrund ihrer Eigenschaften für die Elektrolyse. Die Kosten für den Werkstoff PEEK (Polyetherketone) liegen nach Marktinformationen gegenwärtig bei ~100 \$ kg<sup>-1</sup> [97], wodurch PEEK der oberen Spanne der Hochtemperatur-Kunststoffe zugeordnet werden kann. Ein weiterer Hochtemperatur-Kunststoff mit sehr guten Eigenschaften ist der Werkstoff PPS (Polyphenylen Sulfide). Er wird in der Automobileindustrie in Kraftstoffsystemen einaesetzt [98]. Aufarund einer Schmelztemperatur von 278 °C [99] besitzt es auch bei Temperaturen von über 200 °C [98] gute mechanische Festigkeit. Bei 23 °C und 50 % Luftfeuchtigkeit beträgt die Wasseraufnahme 0,01 % [99, 100]. Dies resultiert in eine Längenänderung von 0,0025 % bis 0,0033 % [100]. Weiterhin ist es beständig gegen organische Säuren [99]. Durch die Verwendung in der Automobileindustrieexistiert zudem Knowhow in der Verarbeitung des Werkstoffs.

Laut der Branchenseite *Plasticnews* [97] bewegen sich die Kosten für PPS beim Bezug am Markt gegenwärtig im Rahmen von 13 \$·kg<sup>-1</sup>. Elsner et al. geben eine Spanne von 3 bis 10 €·kg<sup>-1</sup> für PPS-Granulat an [101 S. 12]. Eine Darstellung der spezifischen Materialkosten für PPS-

Granulat in  $\in kg^{-1}$  beim Bezug am Markt in Abhängigkeit der bezogenen Materialmenge ist Abbildung 4-3 zu entnehmen. Diese Daten wurden auf den Branchenseiten Plasticker [102] und *Plasticnews* [97] gesammelt und fallen in die Spanne von 3 bis 10  $\in kg^{-1}$ , die auch von Elsner et al. [101 S. 12] publiziert wurden.



Abbildung 4-3: Verlauf der spezifischen Materialkosten für PPS-Granulat. Für geringe Abnahmemengen sind spezifische Kosten von 11 bis 15 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten. Bei Abnahmemengen von >1000 kg sind spezifische Kosten von 3 bis 10 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten.

### 4.3 Kupfer

Kupfer wird als Material für die Stromverteiler in einem PEM-Elektrolyse Stack verwendet. Das Material ist zu 100 % recyclebar [103]. Eine Darstellung der spezifischen Materialkosten von Kupfer in Abhängigkeit der bezogenen Materialmenge beim Bezug am Markt ist Abbildung 4-4 zu entnehmen. Boothroyd gibt spezifische Kosten von 9,9 kg<sup>-1</sup> für Kupfer an [91 S. 49 u. 377]. Entsprechend Abbildung 4-4 fallen bei geringen Abnahmemengen von Kupfer Kosten von 30 bis  $35 \in kg^{-1}$  und für Abnahmemengen >1000 kg spezifische Kosten von 10 bis  $12 \in kg^{-1}$  an. Die Rohstoffkosten von Kupfer an der Börse liegen laut der Branchenseite Finanzen.net bei knapp  $5000 \notin /T$ onne ( $5 \in kg^{-1}$ ) [104]. Der Kostenunterschied zwischen Börsenwert und den recherchierten Angeboten kann damit begründet werden, dass der Börsenwert für unverarbeitetes Kupfer gilt.



Abbildung 4-4: Verlauf der spezifischen Materialkosten für Kupfer. Für geringe Abnahmemengen sind spezifische Kosten von 30 bis 35 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten. Bei Abnahmemengen von >1000 kg sind spezifische Kosten von 10 bis 12 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten.

#### 4.4 Titanblech, Titanpulver und Wasserstoffversprödung bei Titan

Titan wird als Material für Bipolarplatten oder für anodische Gasdiffusionsschichten eingesetzt. Während für Bipolarplatten Titanbleche verwendet werden, bestehen die anodischen Gasdiffusionsschichten entweder aus Titan Streckmetallen oder aus gesintertem Titan. Wenn als Bipolarplattenmaterial Titan verwendet wird, muss hierbei auf die Anfälligkeit von Titan auf Wasserstoffversprödung geachtet werden. Die Versprödung von Titan durch die Aufnahme von Wasserstoff wird nach Hamdan et al. [18 S. 14] durch zwei Mechanismen verursacht:

- Atomarer Wasserstoff diffundiert über die Oberfläche in das Titangitter und rekombiniert zu molekularem Wasserstoff. Infolge des entstehenden Wasserstoffmolekulardrucks im Gitter kommt es zu Werkstoffversagen.
- Hydridbildung: Wasserstoff formt mit Titan ein Titanhydrid. Eine detaillierte Beschreibung der Ursachen, die zur Wasserstoffversprödung bei Titan und weiteren Werkstoffen führen, die für Wasserstofftechnologien relevant sind, wurde von Krieg [45 S. 37-40] durchgeführt. Auf diese Arbeit wird daher an dieser Stelle verwiesen.

Diese Effekte sind unteranderem vom Druck, der Temperatur und dem Werkstoff abhängig [45 S. 36, 105]. Nach Zwicker [105] wird die Wasserstoffversprödung bei Titan durch die Hydridbildung, einer Verbindung von Titan mit Wasserstoff, verursacht. Beim Beizen von Titan wird Wasserstoff aus Hydridschichten aufgenommen, die durch entstehenden atomaren Wasserstoff während des Beizvorgangs entstehen [105]. Untersuchungen mit Titan in Wasserstoffatmosphäre bei 700 °C und 0,13 bar (100 Torr) zeigen, dass die auf der Titanoberfläche vorhandene Oxidschicht eine Diffusion von Wasserstoff hemmt oder verhindert [105]. Die Anwesenheit der Oxidschicht ist im Hinblick auf die elektrische Leitfähigkeit wie Isolatoren oder Halbleiter [106 S. 110]. Daher ist bei Verwendung von Titan als Material für die Bipolarplatten und die anodischen Gasdiffusionsschichten eines PEM-Elektrolyse-Stacks im Hinblick auf die elektrische Leitfähigkeit, eine Entfernung der Oxidschicht anzustreben. Das Fehlen der Oxidschicht kann über den im Kathodenraum entstehenden Wasserstoff jedoch zur

Versprödung von Titan Bipolarplatten führen, wodurch nach Entfernung der Oxidschicht eine leitfähige Beschichtung notwendig ist, die keine Anfälligkeit zur Wasserstoffversprödung aufweist. Nach Untersuchungen von Hamdan et al. [18 S. 15], die an einem PEM-Elektrolyse-Stack bei 80 °C und 20 bar durchgeführt wurden, versagt Titan bei einer Wasserstoffaufnahme von 8000 ppm. Ohne Beschichtung erreichte Titan diesen Wert bereits nach weniger als 5000 h, wobei keine Angaben zur Dicke der Bipolarplatte gemacht wird [107]. Die Aufnahme von Wasserstoff in Titan kann jedoch durch geeignete Beschichtungen verhindert werden. Hamdan untersuchte den Einfluss verschiedener Beschichtungen auf die Wasserstoffaufnahme durch Titan, vgl. Tabelle 4-2.

Materialpaarung	Aktive Fläche in cm <sup>2</sup>	Zeit in h	H₂-Aufnahme in ppm
Kohlenstoff/Titan	290	5340	104
Zirconium/Titan	160	500	140
Treadstone	-	+5300	55
Titan ungetestet	160	0	~ 60

Tabelle 4-2: Wasserstoffaufnahme unterschiedliche Titanmaterialpaarungen. [18 S. 15-16]

"Alle Zellseparatoren wurden im PEM-Elektrolyseurstapel bei 1500 bis 1750 mA·cm<sup>-2</sup> und 80 °C getestet. Titanversagen (Versprödung) tritt bei ~8000 ppm auf."

Die Materialpaarung aus Kohlenstoff und Titan hatte den Untersuchungen zufolge eine Wasserstoffaufnahme von 104 ppm nach >5000 h. Bei dieser Variante wurde eine 0,76 mm dicke Kohlenstoffdisk an das Titansubstrat gebunden. Den Untersuchungen des Autors zufolge ist es wünschenswert, eine elektrisch leitfähige, am Substrat haftende und deckende Kohlenstoffbeschichtung gegen Wasserstoffversprödung zu verwenden. [18 S. 15]

Neben der Paarung Kohlenstoff/Titan, wurde von Hamdan auch das Bipolarplatten-Konzept der Firma Treadstone untersucht [18 S. 15-16], vgl. Abschnitt 5.4. Von den untersuchten Bipolarmaterialpaarungen zeigte diese Bipolarplatte die geringste Wasserstoffaufnahme auf, wobei die Zellfläche von Hamdan nicht kommuniziert ist [18 S. 15].

Die Precors GmbH bietet kohlenstoffbasierte Beschichtungen unter anderem für Brennstoffzellenanwendungen an. Im Rahmen dieser Arbeit wurden Untersuchungen der Beschichtung dieser Firma auf ihre Eignung hinsichtlich der Verhinderung der Titanhydridbildung untersucht. Hierfür wurden von der Firma Precors Titanbleche für Messungen beschichtet. Für die Untersuchungen wurde die beschichtete Probe in einen Elektrolyten aus Phosphorsäure und Glycerin im Volumenverhältnis von 1:2 eingetaucht und für 50 h bei einer Stromdichte von 2 mA·cm<sup>-2</sup> und Umgebungstemperatur kathodisch beladen. Im Anschluss an diese Messungen wurden XRD-Untersuchungen durchgeführt, um zu prüfen, ob Titanhydrid entstanden ist. Die Ergebnisse der XRD-Messungen sind in Abbildung 4-5 dargestellt. In der Abbildung sind die Referenzpeaks von Titanhydrid bei 35,87°, 41,35° und 59,52° angegeben (schwarze Kurve). Weiterhin befinden sich in der Abbildung die Diffraktogramme einer nicht beschichteten Titanprobe (grüne Kurve), einer beschichteten Titanprobe die kathodisch mit

Wasserstoff beladen wurde (blaue Kurve) und einer beschichteten Titanprobe, die nicht mit Wasserstoff beladen wurde (lila Kurve). Gemäß Abbildung 4-5 ist bei der beschichteten Probe kein Peak detektierbar, der auf Titanhydrid hindeuten würde. Die Ergebnisse des Initialversuches deuten darauf hin, dass die kohlenstoffbasierte Beschichtung der Firma Precors die Titanhydridbildung unterbindet und damit geeignet für den Einsatz auf der Kathode ist.



Abbildung 4-5: XRD-Messungen der Beschichtungen der Precors GmbH.

Neben diesen Möglichkeiten wurde in der Literatur auch die Nitrierung von Titan als Option zur Verhinderung von Wasserstoffversprödung untersucht [108]. Titannitrid ist elektrisch leitend und reduziert mögliche Übergangswiderstände [109 S. 164]. Durch die elektrische Leitfähigkeit von Titannitrid, ist diese Beschichtung auch für die anodische Gasdiffusionsschichten interessant und relevant. Die  $\epsilon$ -Ti<sub>2</sub>N Phase von Titan und Stickstoff bildet eine Diffusionsbarriere für Wasserstoff [109 S. 164]. Eine Darstellung der spezifischen Materialkosten von Titanblechen in Abhängigkeit der bezogenen Materialmenge beim Bezug am Markt ist Abbildung 4-6 zu entnehmen. Diese Daten können mit Boothroyd [91 S. 377], Metalminer [110] und Froes et al. [111] abgeglichen werden.

Für metallische Pulver - auch für Titan - liegen die spezifischen Kosten nach Maike Grund [112 S. 181] um den Faktor fünf bis zehn über denen von gewalztem Material. Nach Schatt et al. [113 S. 282] liegen die spezifischen Pulverkosten von Titan zwischen 20 bis 100 \$2007 · kg<sup>-1</sup> und sind abhängig von der Pulverqualität. In der Automobile-Industrie wären pulverbasierte Titan Komponenten im Bereich von 6 bis 10 \$2004 · kg<sup>-1</sup> wettbewerbsfähig [113 S. 282, 114]. Für *Hydride-Dehydride-Pulver* (HDH-Pulver) werden in der Literatur in Abhängigkeit der Pulverzusammensetzung spezifische Kosten von 66 bis 176 \$2010 · kg<sup>-1</sup> angegeben [115]. Entsprechend dieser Angaben in der Literatur, wird in dieser Arbeit für Titan HDH-Pulver ein fünffach höherer Wert in Relation zu gewalztem Titan angenommen. Hierdurch fallen für Titanpulver bei geringen Abnahmemengen spezifische Kosten von ~600 €·kg<sup>-1</sup> und für Abnahmemengen >1000 kg von 66 bis 75 €·kg<sup>-1</sup> an.



Abbildung 4-6: Verlauf der spezifischen Materialkosten für Titanbleche. Für geringe Abnahmemengen sind spezifische Kosten von 140 bis 150 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten. Bei Abnahmemengen von >1000 kg sind spezifische Kosten von 15 bis 20 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten. Die gesammelten Datenpunkte gelten für Titan Grade 1 und 2.

#### 4.5 Kohlenstoffpapier

Kohlenstoffpapier wird auf der Kathode als Gasdiffusionsschicht verwendet. Für kohlenstoffbasierte Gasdiffusionsschichten existieren in der Literatur bereits Kostenfunktionen, auf die in dieser Arbeit zurückgegriffen wird. Hierbei handelt es sich um Veröffentlichungen des *Battelle Memorial Institutes* [116 S. 147] und *Strategic Analysis* [87 S. 56] die in logarithmischer Skalierung Abbildung 4-7 entnommen werden können.



Abbildung 4-7: Verlauf der spezifischen Materialkosten in €·m<sup>-2</sup> für kohlenstoffbasierte Gasdiffusionsschichten für eine bezogene Jahresabnahmemenge von 1 m<sup>2</sup> bis 10 Millionen m<sup>2</sup>. Die Kurven basieren auf Veröffentlichungen des *Battelle Memorial Institutes* [116 S. 147] (blaue Datenpunkte. Die grünen Datenpunkte basieren auf einen Bericht von *Strategic Analysis* [87 S. 56].

Im Gegensatz zu den anderen diskutierten Materialen in diesem Kapitel werden die Kosten bei den kohlenstoffbasierten Gasdiffusionsschichten in €·m<sup>-2</sup> angegeben. Entsprechend dieser Kostenfunktionen liegen die erwartbaren Kosten bei geringen Abnahmemengen bei ~700 €·m<sup>-2</sup>. Dies deckt sich auch mit Angeboten des *FuelCellEarth Stores* [117], die für ein 40x40 cm<sup>2</sup> großes Kohlenstoffvlies 91 \$ (~570 €·m<sup>-2</sup>) veranschlagen (Jahr 2017). Für größere jährliche Abnahmemengen (10 Millionen m<sup>2</sup> pro Jahr) fallen die spezifischen Kosten nach der Veröffentlichung des *Battelle Memorial Institutes* auf 20 €·m<sup>-2</sup>. Da die Kostenfunktion des *Battelle Memorial Institutes* stetig im Bereich von 1 m<sup>2</sup> pro Jahr bis 10 Millionen m<sup>2</sup> pro Jahr ist, wird in dieser Arbeit mit der Battelle Kostenfunktion gearbeitet. Typische Dicken der Gasdiffusionsschichten liegen im Bereich von 100 bis 500 µm und können z. B. im *FuelCellEarth* Store nachgeschlagen werden [117].

# 4.6 Nafion<sup>®</sup>

Nafion<sup>®</sup> ist das Ausgangsmaterial für die Membran der PEM-Elektrolyse. Die Kostensituation um dieses Material war lange Zeit ungeklärt. Um die Jahrtausendwende herrschten lediglich wenige Angaben zur Kostensituation dieses Materials. Hoogers [118 Kapitel 4 S. 13] bezifferte die Kosten für Nafion<sup>®</sup> Membranen im Jahr 2002 in Abhängigkeit der bezogenen Menge auf 500 bis 1000 \$<sub>2002</sub>·m<sup>-2</sup>. Nach Rao et al. [119 S. 782] können diese hohen Kosten mit zwei Punkten begründet werden, von denen der zweite Punkt den größten Einfluss hat:

- Die verwendeten Materialien zur Herstellung bzw. Synthese von perfluorsulfonierten Membranen wie Nafion<sup>®</sup> sind kostenintensiv und sind aus Sicherheitsgesichtspunkten schwierig handzuhaben [119 S. 782].
- Die geringen Abnahmemengen von Nafion<sup>®</sup>, die in der Chlor-Alkali- und der Brennstoffzellenindustrie im Jahr 2008 lediglich 300.000 m<sup>2</sup>/Jahr (65.000 kg/Jahr) betrugen, sind im Vergleich zu Polymeren wie Nylon mit industriell relevanten Produktionsmengen von 1,2·10<sup>9</sup> m<sup>2</sup>/Jahr sehr gering [119 S. 782].

Um die erwartbaren Kosten von Nafion® zu bestimmen, berechnete Gebert im Jahr 2004 die Kosten von Nafion® bei einer jährlichen Produktionsmenge des Polymers von 2,5 Millionen Kilogramm [120 S. 103]. Hierfür recherchierte Gebert die notwendigen Materialien für den Syntheseprozess und den nötigen Produktionsaufwand für eine Massenfertigung von Nafion<sup>®</sup>. um Nettoverkaufspreise für das Polymer zu berechnen. Den Ergebnissen von Gebert zufolge. liegen die erwartbaren Nettoverkaufspreise von Nafion<sup>®</sup> bei einer Jahresproduktionsmenge von 2,5 Millionen Kilogramm demnach bei 243 €2004 kg<sup>-1</sup> [120 S. 141]. Eine von Strategic Analysis [87 S. 87] veröffentlichte Studie beinhaltet eine von Dow Chemical kommunizierte Abbildung zu den spezifischen Kosten von perfluorsulfonierten Polymeren wie Nafion<sup>®</sup>. Dieser Verlauf kann Abbildung 4-8 entnommen werden und gilt für Jahresproduktionsmengen von 1000 kg/Jahr bis 6 Millionen Kilogramm pro Jahr. In diese Abbildung wurde auch der von Gebert berechnete Wert von 2,5 Millionen Kilogramm aufgenommen. Der von Gebert berechnete Wert liegt zwar über den von Dow Chemical kommunizierten Werten, was jedoch durch die theoretische Herangehensweise und die Datengrundlage begründet werden kann. Der von Gebert berechnete Wert ermöglicht jedoch eine Plausibilitätsprüfung der DOW Chemical Veröffentlichung. Ein weiterer Grund für den Unterschied kann darin liegen, dass Gebert eine klassische Zuschlagskalkulation durchgeführt hat und hierbei die Materialund Fertigungseinzelkosten überproportional mit Gemeinkosten beaufschlagt haben könnte. Gebert hat unter anderem die Annahme getroffen, dass die Materialkosten ~40 % der Kosten ausmachen. Entsprechend Abbildung 4-8 fallen die Nafion<sup>®</sup>-Kosten von 200 €·kg<sup>-1</sup> bei jährlichen Abnahmemengen 1000 kg/Jahr auf knapp 50 kg/Jahr auf 10.000 Tonnen/Jahr.



Abbildung 4-8: Verlauf der spezifischen Materialkosten in €·kg<sup>-1</sup> für Nafion<sup>®</sup> für eine bezogene Jahresabnahmemenge von 1000 kg bis 6 Millionen kg. Die Daten basieren auf eine Veröffentlichung von Strategic Analysis [87 S. 87]. Der rote Datenpunkt ist das Ergebnis einer von Gebert [120 S. 141] durchgeführten Berechnung der Nafion<sup>®</sup>-Kosten bei einer Jahresproduktionsmenge von 2500 Tonnen.

Grundsätzlich wird in der Membranforschung an Alternativen zu Nafion<sup>®</sup> geforscht. Ziel dieser Anstrengungen ist es, Membranen zu entwickeln, die folgende Eigenschaften besitzen:

- Reduzierte Permeation von H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> oder im Falle der Direkt Methanol Brennstoffzelle von Methanol [118 Kapitel 4 S. 13]
- Temperaturstabilität bei Temperaturen weit über 100 °C
- Geringe Kosten [118 Kapitel 4 S. 13]
- Verbesserte Protonenleitf\u00e4higkeit durch k\u00fcrzere Seitenketten von Nafion<sup>®</sup>. Hierdurch soll eine Erh\u00föhung der S\u00e4uregruppen erzielt werden [121 S. 464].
- Reduzierte Schwelleigenschaften und verbesserte mechanische Stabilität. Dies wird durch verstärkte Membranen erzielt. Hierbei wird versucht das protonleitende Polymer in eine poröse Trägerstruktur einzubringen. [121, 122]

Für die Berechnung der anfallenden Nafion<sup>®</sup>-Kosten wird in dieser Arbeit die Veröffentlichung von *Strategic Analysis* verwendet.

# 4.7 Katalysatoren: Platin und Iridium

Platin und Iridium werden als Katalysatoren in der PEM-Elektrolyse eingesetzt. Die Platinvorkommen in der Erdkruste liegen bei etwa 0,01 ppm [123, 124 S. 23]. Platin wird unter anderem als Katalysator in Brennstoffzellen, in der Abgasreinigung, in der Erdölreformierung, in der Salpetersäureherstellung, in der Elektronikindustrie und in der glasverarbeitenden Industrie

als Schutz vor Flusssäure oder geschmolzenem Glas verwendet [123, 124 S. 23, 125]. Die Verwendung als Katalysator macht ungefähr die Hälfte der jährlichen Nachfrage aus [123]. Unter den Platingruppenmetallen ist es das am häufigsten vorkommende [123, 125]. Mit einem Vorkommen von 0,001 ppm in der Erdkruste ist Iridium um den Faktor zehn seltener als Platin [123, 126]. Das Element fällt als Beiprodukt beim Nickel und Kupferabbau an und kommt nach gegenwärtigem Kenntnisstand in Süd-Afrika, den USA, Myanmar, Brasilien und Russland [126]. Iridium wird unter anderem in der Elektronik- und der Automobileindustrie verwendet [16].

Für die Bewertung der Katalysatorkosten werden zunächst die Börsenpreise herangezogen. Die durchschnittlichen Börsenpreise der beiden Edelmetalle in den letzten fünf Jahren (12.07.2014-12.07.2019) können Tabelle 4-3 und Abbildung 4-9 entnommen werden.



Tabelle 4-3: Rohstoffpreise Iridium und Platin. Entnommen aus [127]

Abbildung 4-9: Börsenchart Platin und Iridium im Zeitraum von 12.07.2014-12.07.2019.

Abbildung 4-9 ist zu entnehmen, dass es in den letzten Jahren bei Platin einen Preisverfall und bei Iridium eine Preiszunahme gab. Um zukünftige Preisschwankungen zu berücksichtigen, wird in dieser Arbeit daher der Basisbezugspreis auf  $40 \in g^{-1}$  für beide Materialien gesetzt. Internen Daten zufolge liegen die Formkosten von Katalysatoren bei  $15 \in [128]$ , wodurch sich Kosten von  $55 \in g^{-1}$  für die Katalysatoren ergeben würden. Eine Studie von *Strategic Analysis* und dem *Department of Energy* [87] für Brennstoffzellenfahrzeugen, geht von Formungskosten von ~10 bis 40 % bei Platinkatalysatoren aus. Dies würde in Anschaffungskosten von 44 bis  $55 \in g^{-1}$  für die Katalysatoren resultieren. Eine Preisspanne von 50 bis  $60 \in g^{-1}$  beim Bezug dieser Katalysatoren am Markt deckt sich auch mit gesammelten Erfahrungen in den letzten fünf
Jahren aus dem Forschungsumfeld [128]. Bei Abnahmemengen von ungefähr 1 g werden spezifische Kosten von  $130 \in g^{-1}$  angenommen, bei Abnahmemengen von >1000 g wird in dieser Arbeit ein spezifischer Bezugspreis von ~55  $\in g^{-1}$  angenommen. Die Recyclebarkeit von in der PEM-Elektrolyse eingesetzten Iridium- und Platinkatalysatoren ist durch Carmo et al. [129] nachgewiesen worden. Mit ihren Untersuchungen wiesen Carmo et al. nach, dass >98 % [129] der auf der Membran beschichteten Katalysatoren wiedergewonnen werden konnten.

In Tabelle 4-4 ist der Iridium- oder Platinbedarf für die von Robinius [25] projizierte Wasserstoffmenge als Funktion der Stromdichte und der spezifischen Beladung aufgelistet. Die Ermittlung des Katalysatorbedarfs mit Gleichung 4-1 erfolgte unter der Annahme, dass der Elektrolyseur 8760 h im Jahr betrieben wird. Eine Halbierung dieser Betriebszeit würde folglich zu einer Verdopplung des Katalysatorbedarfs führen.

$$GB_{\text{Kat}} = \frac{GB_{\text{H2}} \cdot z \cdot F}{i \cdot t \cdot M_{\text{H2}}} \cdot 1000 \cdot SPB_{Kat} \cdot 10^{-9}$$
Gl. 4-1

Mit:  $GB_{Kat}$  = Benötigte Katalysatormenge in Tonnen,  $GB_{H2}$  = Gesamtbedarf Wasserstoff in kg, z = Ladungszahl, F = Faraday-Konstante in A·s·mol<sup>-1</sup>, i = Stromdichte in A·cm<sup>-2</sup>, t = Zeit in s,  $M_{H2}$  = Molare Masse in g·mol<sup>-1</sup>,  $SPB_{Kat}$  = Spezifische Beladung des Katalysators in mg·cm<sup>-2</sup>.

Tabelle 4-4: Jeweiliger Iridium- oder Platinbedarf in Tonnen für die von Robinius [25] projizierte Wasserstoffmenge (3 Millionen Tonnen) als Funktion der Stromdichte, der jährlichen Laufzeit des Elektrolyseurs und der spezifischen Beladung . Die Ermittlung des Katalysatorbedarfs mit Gleichung 4-1 erfolgte unter der Annahme, dass der Elektrolyseur 8760 h im Jahr betrieben wird.

Einheit grünhinterlegte	Stromdichte A·cm <sup>-2</sup>								
Werte: Tonnen		1	2	4	6	8	10	12	28
	2	18,36	9,18	4,59	3,06	2,29	1,84	1,53	0,66
Katalysatorbeladung mg∙cm <sup>-2</sup>	1,5	13,77	6,88	3,44	2,29	1,72	1,38	1,15	0,49
	1	9,18	4,59	2,29	1,53	1,15	0,92	0,76	0,33
	0,8	7,34	3,67	1,84	1,22	0,92	0,73	0,61	0,26
	0,6	5,51	2,75	1,38	0,92	0,69	0,55	0,46	0,20
	0,4	3,67	1,84	0,92	0,61	0,46	0,37	0,31	0,13
	0,25	2,29	1,15	0,57	0,38	0,29	0,23	0,19	0,08
	0,1	0,92	0,46	0,23	0,15	0,11	0,09	0,08	0,03

Die Abbaumengen von Platin werden im Jahr 2015 mit 210 Tonnen angegeben [130 S. 240]. Für Iridium wird für 2016 eine Abbaumenge von 7,1 Tonnen angegeben [130 S. 255]. Besonders für Iridium ist es daher zwingend erforderlich die Katalysatorbeladung zu reduzieren, um Engpässe zu vermeiden. Bei einer Beladung von 1 mg·cm<sup>-2</sup> und bei einer optimistischen Stromdichte von 28 A·cm<sup>-2</sup> würden 330 kg Iridium notwendig sein (vgl. Tabelle 4-4), um den von Robinius [25] projizierten Wasserstoffbedarf von 3 Millionen Tonnen mittels PEM-Elektrolyse zu erzeugen. Gegenwärtig werden 1 bis 2 mg·cm<sup>-2</sup> Iridium auf der Anode verwendet [16, 131]. In der Forschung sind bereits Iridium-Titan Katalysatoren mit Beladungen von 0,25 mg·cm<sup>-2</sup> erfolgreich getestet worden [19, 20, 132]. Katalysatoren der Firma 3M mit Beladungen von 0,25 mg·cm<sup>-2</sup> Iridium auf der Anode und 0,25 mg·cm<sup>-2</sup> Platin auf der Kathode wurden in Elektrolysezellen für 1500 h erfolgreich getestet und wiesen keinen Stabilitätsverlust auf, wobei keine Angaben zum weiteren Zellaufbau aus diesen Versuchen bekannt sind. [132]. Reduzierte Beladungen (0,25 bis 0,8 mg·cm<sup>-2</sup>) sollten daher in der Forschung und Entwicklung angestrebt werden. Zusätzlich sollte auch berücksichtigt werden, dass durch die Rezyklierbarkeit Platin und Iridium nicht verloren gehen und wiedergewonnen werden können. Hierfür muss zukünftig jedoch auch erforscht werden, wie viel Katalysator sich nach einigen 10.000 Stunden noch in der Membran-Elektroden-Einheit befindet.

Mit Gleichung 4-2 wurde wiederum der Bedarf an Elektrodenfläche für die Erzeugung von 3 Millionen Tonnen Wasserstoff pro Jahr als Funktion der Stromdichte und einem kontinuierlichen Betrieb des Elektrolyseurs bei 8760 h pro Jahr berechnet.

$$EF_{Ges} = \frac{GB_{H2} \cdot z \cdot F}{i \cdot t \cdot M_{H2}} \cdot 1000 \cdot 10^{-5}$$
Gl. 4-2

Mit:  $EF_{Ges}$  = Benötigte Elektrodenfläche in m<sup>2</sup>,  $GB_{H2}$  = Gesamtbedarf Wasserstoff in kg, z = Ladungszahl, F = Faraday-Konstante in A·s·mol<sup>-1</sup>, i = Stromdichte in A·cm<sup>-2</sup>, t = Zeit in s,  $M_{H2}$  = Molare Masse in g·mol<sup>-1</sup>.

Eine graphische Darstellung der Berechnungen mit Gleichung 4-2 kann Abbildung 4-10 entnommen werden. Wie auch beim Katalysatorbedarf, ist auch bei der benötigten Elektrodenfläche eine starke Abhängigkeit von der Stromdichte zu erkennen. Für die getroffenen Annahmen, würden beispielsweise bei  $1 \text{ A} \cdot \text{cm}^{-2}$  ungefähr 1 Million Quadratmeter und bei 10 A·cm<sup>-2</sup> 100.000 m<sup>2</sup> Elektrodenfläche benötigt.



Abbildung 4-10: Benötigte Elektrodenfläche in m<sup>2</sup> als Funktion der Stromdichte bei einer angenommenen Wasserstoffmenge von 3 Millionen Tonnen pro Jahr und 8760 h Laufstunden des Elektrolyseurs. Berechnet mit Gleichung 4-2.

#### 4.8 Zusammenfassung und Beurteilung der Informationen und Ergebnisse des Kapitels

In diesem Kapitel wurden die Kosten Elektrolyse-relevanter Materialien zusammengetragen und diskutiert. Als potenzielles Beschichtungsmaterial zur Verhinderung von Titanhydrid wurde eine Kohlenstoffbeschichtung der Firma Precors getestet. Diese Beschichtung sollte daher zukünftig auf Ihrer Eignung als kathodenseitige Bipolarplatten-Beschichtung für Titan oder auch Edelstahl weiter untersucht werden. Eine Kostenbewertung dieser Beschichtung erfolgte aufgrund der

Datengrundlage nicht. Der Kunststoff Polyphenylensulfid wird bereits in der Automobilindustrie eingesetzt und eignet sich auch für die PEM-Elektrolyse. Das Verarbeitungs-Know-How des Werkstoffs aus der Automobilindustrie sollte daher adaptiert werden.

Bei den Katalysatoren ist eine starke Abhängigkeit der insgesamt benötigten Katalysatormenge von der Stromdichte, der spezifischen Beladung und der jährlichen Laufzeit des Elektrolyseurs aufgedeckt worden. Zukünftig müssen daher nicht nur aus Effizienzsicht dünnere Membranen eingesetzt werden, sondern auch mit Rücksicht auf die benötigten Katalysatormengen. Die Recyclebarkeit der Katalysatoren wurde ebenfalls bereits nachgewiesen.

#### 5 Fertigungstypen sowie Fertigungsverfahren & Komponentenanalyse der einzelnen Stack-Komponenten eines PEM-Stacks

Eine Analyse und Bewertung der Fertigungsverfahren, die zur Herstellung der verschiedenen Stack-Komponenten notwendig sind, ist entscheidend für die Bestimmung der Kosten einer jeden Komponente. Eine Analyse der Fertigungsverfahren ist zudem für die betriebliche Ausrichtung für einen Elektrolyseurhersteller notwendig, um im Hinblick auf Eigen- oder Fremdfertigungen von Komponenten Entscheidungen treffen zu können. Gegenwärtig werden in der Forschung unterschiedliche Design-Konzepte für die Komponenten des Elektrolyse-Stacks diskutiert. Ziel dieses Kapitel ist es den Fertigungsprozess für diese Designs nachzubilden, um so den nötigen Fertigungsaufwand bewerten zu können. Neben diesen Designs werden auch potenzielle Alternativen diskutiert.

Hierfür werden Fertigungsprozesse und die möglichen Investitionen in die Fertigungsmaschinen diskutiert. Aus den recherchierten Investitionen für die Maschinen können Maschinenstundensätze berechnet werden. Zusätzlich ermöglicht eine Analyse der Fertigungsprozesse, potenzielle Wertschöpfungspfade für eine zukünftige Elektrolyseproduktion aufzudecken oder Stellschrauben bezüglich der Skalierung von Komponenten zu identifizieren.

Aus produktionstechnischer Perspektive ist die Fertigung von PEM-Elektrolyseuren heutzutage noch in die Kategorie der Einzelfertigung einzuordnen und die kommunizierten Produktionsvolumina von industrieller Seite sind rar. Die Firma Proton hatte beispielsweise bis zum Jahr 2014 insgesamt 15 MW PEM-Elektrolyseur-Kapazität ausgeliefert [133]. Angaben von ThyssenKrupp zufolge, hat die Firma bereits über 10 GW Elektrolysekapazitäten in der Chlor-Alkali-Industrie installiert [134].

Bevor die Komponentenanalyse durchgeführt wird, erfolgt im nächsten Abschnitt zunächst eine Einordnung wichtiger Fertigungstypen und Organisationstypen in der Fertigung, die auch für die Herstellung von Elektrolyseuren relevant werden könnten. Auf Basis der Informationen und der Analysen in diesem Kapitel sollen die in Abschnitt 1.2 aufgestellten Fragen detailliert beantwortet werden:

- Wie hoch wird der nötige Produktionsaufwand zur Herstellung der Komponenten eines PEM-Elektrolyseurs-Stacks und welche alternativen Designs können sich durch weitere Forschung und Entwicklung ergeben?
- Welche Herausforderungen gibt es bei Skalierung einzelner Stack-Komponenten?
- Wie hoch werden die nötigen Investitionen in die Produktionsmaschinen ausfallen?

#### 5.1 Fertigungstypen und Organisationtypen der Fertigung

In Abbildung 5-1 sind Charakteristika unterschiedlicher Fertigungstypen dargestellt. Die Einzelfertigung bietet eine höhere Flexibilität, jedoch ist es aus Kostensicht vorteilhafter eine Serien- oder Massenfertigung anzustreben, um die Fixkosten zu reduzieren [135]. Die Einzelfertigung wird üblicherweise von Unternehmen eingesetzt, die auftragsbezogen arbeiten [78 S. 180]. Gemäß Abbildung 5-1 sind Serien- und Massenfertigung wiederum weniger flexibel als eine Einzelfertigung [78 S. 180, 135]. Der geringen Flexibilität in der Serienfertigung kann beispielsweise durch das 3D-Drucken begegnet werden [135].

Die Serienfertigung kann unter anderem in die reine Serien-, die Sorten- oder die

Chargenfertigung unterteilt werden. Als Beispiele für die reine Serienfertigung können Autos oder Möbel genannt werden. Charakteristisch für die reine Serienfertigung ist, dass unterschiedliche Produkte auf den gleichen oder unterschiedlichen Anlagen hergestellt werden. Bei der Sortenfertigung ist das Ausgangsmaterial in der Produktion gleich und die Erzeugung der Produkte, beispielsweise Kleidung unterschiedlicher Konfektionen, können mit kleinen Änderungen an den Maschinen auf den gleichen Anlagen umgesetzt werden. Der Übergang zwischen Serien- und Sortenfertigung ist hierbei fließend. Die Chargenfertigung findet z.B. in der chemischen Industrie Anwendung. Unterschiedliche Rohmaterialien und Fertigungsparameter führen hierbei zu großen unterschieden zwischen unterschiedlichen Chargen. Die Massenfertigung, beispielsweise Zigaretten, eignet sich für eine Automatisierung und der Produktionsprozess findet kontinuierlich statt. [78 S. 180]



Abbildung 5-1: Zusammenstellung charakteristischer Eigenschaften der Fertigungstypen Einzelund Mehrfachfertigung. Informationen entnommen aus [78 S. 180, 135].

Serien- und Massenfertigung sollten angestrebt werden, wenn ein Produkt ein weites Entwicklungsstadium erreicht hat und ein entsprechender Nachfragebedarf vorhanden ist [78 S. 180]. Neben der Unterteilung von Fertigungstypen in die Einzel- und Mehrfachfertigung, gibt es auch eine Einteilung von Fertigungsabläufen in Organisationstypen. Gemäß Abbildung 5-2 wird hierbei zwischen den Organisationstypen Werkstattprinzip, dem Fließprinzip und der Gruppenfertigung unterschieden.



#### Abbildung 5-2: Organisationstypen in der Fertigung. Entnommen und abgeändert aus [78 S. 181].

<u>Werkstattprinzip</u>: Beim Werkstattprinzip und der Werkstattfertigung werden Fertigungsabläufe mit demselben Prinzip zu einer Werkstatt zusammengefasst [78 S. 181]. Beispiele hierfür können Dreh-, Fräs-, Spritz oder Montagewerkstätte sein. Nachteilig können bei diesem Prinzip unter anderem folgende Punkte sein [78 S. 181]:

- Produkt muss von Werkstatt zu Werkstatt transportiert werden
- In Abhängigkeit der betrieblichen Standorte ergeben sich potenziell lange Transportvorgänge
- Wartezeiten in den einzelnen Werkstätten können eine Lagerung der Produkte erfordern
- Einzelne Produkte können eine Werkstatt mehrmals oder niemals durchlaufen

Vorteilhaft sind [78 S. 181]:

- Die hohe Flexibilität im Hinblick auf Kundenwünsche und Auftragsänderungen
- Hohes Qualitätslevel

Die Werkstattfertigung eignet sich für die Einzel- und Kleinserienfertigung [78 S. 181]. Dieses Prinzip ist in Abbildung 5-3 dargestellt.

Werkstatt 1	Werkstatt 2	Werkstatt 3
O_	→ C	<b>O</b>

#### Abbildung 5-3: Prinzip der Werkstattfertigung [78 S. 182].

<u>Fließprinzip</u>: Beim Fließprinzip entspricht die Anordnung der Maschinen und Arbeitsstätten, der Reihenfolge der am Produkt durchzuführenden Aufgaben [78 S. 182]. Dieses Prinzip ist in Abbildung 5-4 dargestellt.



#### Abbildung 5-4: Prinzip der Fließfertigung [78 S. 182].

Das Fließprinzip wird in der Massen- und Serienfertigung eingesetzt, wenn Klarheit darüber besteht, dass das Produkt über einen Zeitraum unverändert bleibt [78 S. 182-183]. Nachteilig können bei diesem Prinzip unter anderem folgende Punkte sein:

- Hoher Kapitalbedarf für Spezialmaschinen notwendig → hohe Fixkosten und hohes Risiko bei Nachfrageänderungen
- Störung des gesamten Produktionsprozesses, wenn eine Maschine oder Mitarbeiter ausfällt
- Monotone Arbeit für Maschinenbediener

Vorteilhaft sind [78 S. 182-183]:

- Geringere Durchlaufzeiten und reduzierte Transportvorgänge
- Übersichtlicher und einfacher zu planender Betrieb
- Verminderung oder Abschaffung von Lagern

In Abhängigkeit des Fertigungsrhythmus lässt sich die Fließfertigung in die Straßen- oder Taktfertigung einteilen. Charakteristisch für die Straßenfertigung ist, dass keine zeitlichen Abstimmungen zwischen unterschiedlichen Verrichtungen/Stationen und kein Zeitzwang bestehen. Bei Schwankungen im Personal oder bei Maschinen können hierdurch Wartezeiten entstehen und Produkte müssen zwischengelagert werden. Bei der Taktfertigung existiert eine vollständige zeitliche Abstimmung zwischen Verrichtungen/Stationen eines Fertigungsprozesses. Die Dauer eines Teilprozesses der gesamten Fertigung entspricht der Taktzeit oder ein Vielfaches hiervon. Hierdurch entfallen Zwischenlager. [78 S. 183]

<u>Gruppenfertigung:</u> Als letzter Organisationstyp wird die Gruppenfertigung diskutiert. Die Gruppenfertigung (vgl. Abbildung 5-5) stellt eine Vereinigung des Werkstatt- und Fließprinzip dar. Hierbei wird die Produktion in teilautonome Funktionsgruppen eingeteilt (Werkstattprinzip). Innerhalb jeder Funktionsgruppe findet der Arbeitsablauf im Fließprinzip statt, d.h. die Maschinen und Arbeitsstätten sind nach der Reihenfolge der am Produkt durchzuführenden Aufgaben organisiert. In den einzelnen Funktionsgruppen kann die Herstellung Fließfertigung oder in Werkstattfertigung erfolgen. Vorteile der Gruppenfertigung gegenüber dem Werkstattprinzip sind die folgenden Punkte. [78 S. 184]

- Schnellere Umrüstzeiten
- Verbesserte Nutzung von Kapazitäten
- Kürzere Transportwege und reduzierte Pufferbestände
- Übersichtlichere Produktion → einfachere Planung der Funktionsgruppen
- Reduzierte Durchlaufzeiten
- Bessere Motivation von Mitarbeitern



Abbildung 5-5: Prinzip der Gruppenfertigung [78 S. 185].

Nachdem einige grundlegende Begrifflichkeiten der Fertigung eingeführt wurden, kann nun die Komponentenanalyse erfolgen. Anhand der diskutierten Organisationstypen kann zudem eine Einordnung der Komponenten in ein Fertigungsprinzip erfolgen, wobei die Gruppenfertigung bereits vorteilhaft hervorsticht. Alle nachfolgenden Beschreibungen zu den Fertigungsschritten der analysierten Stack-Komponenten in den nächsten Abschnitten beziehen sich auf Veröffentlichungen aus Forschung und Entwicklung. Über Entwicklungen und Designs die gegenwärtig in der Industrie verwendet werden, können keine Aussagen getroffen werden.

# 5.2 End-, Iso- und Stromverteilerplatte

In Abbildung 5-6 ist der Fertigungsprozess für die Endplatten, Isolationsplatten und den Stromverteilern dargestellt.



Abbildung 5-6: Fertigungsprozess von Endplatte, Isolationsplatte und Stromverteiler

Als Material für die Endplatte kommen sowohl Edelstahl als auch unlegierter Baustahl in Frage (vgl. hierzu Abschnitt 4.1). Als Material für die Isolationsplatte kann der Kunststoff Polyphenylensulfid (PPS) verwendet werden und für den Stromverteiler kann Kupfer eingesetzt werden. Entsprechend Abbildung 5-6 ist es erforderlich, die Endplatte, Isolationsplatte und den

Stromverteiler auf die erforderlichen Dimensionen zu schneiden. Als Schneideverfahren kommen unteranderem das Laser-, das Wasser- oder das Plasmaschneiden in Frage. Die Kosten und die Schneidezeiten dieser Schneideverfahren sind abhängig von der Dicke, dem Umfang und dem verwendeten Material [136]. Für die Endplatte ist das Plasmaschneiden vorteilhaft, weil es im Vergleich zu den anderen genannten Schneideverfahren schnellere Schneidezeiten geringere und Kosten aufweist. In Abbilduna 5-7 sind die Schneidegeschwindigkeiten und Schneidekosten für Edelstahl als Funktion der Dicke dargestellt. Dieser Abbildung ist zu entnehmen, dass die Schneidegeschwindigkeit mit steigender Materialdicke sinkt und die Schneidekosten steigen. Diese Daten basieren auf dem frei zugänglichen Hifas-Rechner (Hifas = Hilfe für die Auswahl von Schneideverfahren), einer vom Bund geförderten Initiative zur Förderung von Fertigungsverfahren in der beruflichen Ausbildung [136]. Die Schneidekosten des Hifas-Rechners gelten für wenig komplexe Geometrien ohne abrupte Richtungswechsel und Einschichtbetrieb bei fünfiähriger Maschinenabschreibung [136]. Für das Schneiden der Isolationsplatte und des Stromverteilers eignet sich das Wasserstrahlschneiden. In Abbildung 5-8 sind die Schneidegeschwindigkeiten und Schneidekosten für Kupfer als Funktion der Materialdicke zu entnehmen.



Abbildung 5-7: Schneidekosten von Plasmaschneiden in €·m<sup>-1</sup> und Schneidezeiten in mm·min<sup>-1</sup> für Edelstahl als Funktion der Dicke in mm [136].



Abbildung 5-8: Schneidekosten in €·m<sup>-1</sup> und Schneidezeiten in mm·min<sup>-1</sup> für Kupfer als Funktion der Dicke in mm [136].

In einem zweiten Schritt müssen die Endplatte planparallel gefräst und Bohrungen für Zuganker eingebracht werden. Aufwendig gefräste Geometrien zur Gewichtsreduzierungen wie beispielsweise für Brennstoffzellenanwendungen, werden bei Endplatten für die PEM-Elektrolyseure als nicht notwendig erachtet, da Elektrolyseure im Betrieb nicht bewegt werden müssen. Die Fräsgeschwindigkeiten für den Edelstahl können beispielsweise einem Rechner der Firma Meuseburger entnommen werden [137]. Laut einer Studie des Fraunhofer Instituts bewegt sich der Maschinenstundensatz einer Fräsmaschine auf ungefähr 60 €·h-1 [79]. Im Rahmen dieser Arbeit wurden Werkzeugmaschinenlabor in Aachen vom Verrechnungsstundensätze für Fräsen in Höhe von 100 €·h<sup>-1</sup> [138] kommuniziert.

Aus den materialspezifischen Fräsgeschwindigkeiten und dem Verrechnungsstundensatz bzw. Maschinenstundensatz der Fräse können die nötige Bearbeitungszeit pro Endplatte und die Fräskosten berechnet werden. Aus den Informationen kann geschlussfolgert werden, dass für die Berechnung der Selbstkosten von End-, Isolations- und Stromverteilerplatte die in Tabelle 5-1 aufgeführten Parameter berücksichtigt werden müssen.

Parameter	Kommentar
• Material	Die Materialkosten fallen an, wenn das Produkt produziert wird. (Variable Kosten)
•	Einfluss auf die Schnittzeit, den Schnittkosten und Materialkosten
• Umfang und Fläche	Einfluss auf Materialverbrauch und Schnittkosten
• Fertigungszeit/Zykluszeit	Abhängig von Dicke und geometrischen Abmaßen. Beeinflusst die produzierbare Stückzahl.
• Maschinenstundensatz	Beinhaltet fertigungsabhängige Gemeinkosten. Mit Erhöhung der Maschinenauslastung nehmen die Fixkosten pro Stück ab (Fixkostendegression)

Tabelle 5-1: Parameter, die für die Berechnung der Selbstkosten von Endplatte, Isolationsplatte und Stromverteiler berücksichtigt werden müssen.

Die Skalierung von Endplatte, Isolationsplatte und Stromverteilerplatte zu größeren Dimensionen wird als unproblematisch bewertet, da die Fertigungsverfahren bereits etabliert sind. Als Organisationstyp für die Fertigung empfiehlt sich die Gruppenfertigung in Fließanordnung, da zwei Stationen durchlaufen werden müssen (Schneiden und Fräsen).

Exkurs alternatives Design: Um eine vorassemblierte Einheit aus Endplatte, Isolationsplatte und Stromverteiler zu erhalten, kann in die Endplatte eine Tasche gefräst werden, in welche die Isolationsplatte eingesetzt wird. Durch eine Tasche, die in die Isolationsplatte gefräst wird, kann wiederum der Stromverteiler in die Isolationsplatte eingesetzt werden. Dieses Konzept ist schematisch in Abbildung 5-9 dargestellt



Abbildung 5-9: Konzept einer vorassemblierten Einheit aus End-, Isolations- und Stromverteilerplatte.

# 5.3 Rahmen

Rahmen sind für die Erfüllung unterschiedlicher Aufgaben in PEM-Elektrolyseuren zuständig. Wie Abbildung 5-10 entnommen werden kann, können in der freien Fläche des Rahmens die Gasdiffusionsschichten positioniert werden. Dies ist jedoch stets abhängig vom gewählten Stack-Design. Zudem kann die Verteilung des zugeführten Wassers in die Zelle über die Rahmenflächen stattfinden. O-Ringe, die in Nuten des Rahmens eingelegt werden können, sollen Leckagen eines Elektrolyseurs verhindern. Daher erfüllt der Rahmen in einem Elektrolyseur auch eine Dichtungsaufgabe. [128]

Die Dichtigkeit muss auch beim Druckbetrieb eines Elektrolyseurs sichergestellt werden. Grigoriev et al. führten beispielsweise Untersuchungen an einem PEM-Elektrolyseur bei 130 bar durch [33]. Aus diesem Grund ist es erforderlich, dass das verwendete Rahmenmaterial verformungsstabil ist. Gegenwärtig werden in Elektrolyseuren Rahmen aus Kunststoffen verwendet. Die Rahmendicken betragen zwischen 1,66 mm [18 S. 17] und 2,6 mm [128].



Abbildung 5-10: Schematische Darstellung des Rahmens einer Elektrolysezelle. In der freien Rahmenfläche können die Gasdiffusionsschichten platziert werden. Die Gasdiffusionsschichten und der Rahmen liegen im assemblierten Zustand auf den Elektroden.

In Abbildung 5-11 ist der Fertigungsprozess für den Rahmen dargestellt.



Abbildung 5-11: Fertigungsprozess des Rahmens

In dieser Arbeit wird angenommen, dass bei einer zukünftigen Serienfertigung von Elektrolyseuren Kunststoffrahmen im Spritzgießvorgang hergestellt werden. Prinzipiell wird bei diesem Fertigungsprozess ein Kunststoffgranulat in einer Schnecke aufgeschmolzen, homogenisiert, plastifiziert und abschließend in eine Kavität eingespritzt [139 S. 23-29]. Bei der Wahl bzw. der Auslegung der passenden Maschinen und während des Spritzgießprozesses, müssen vom Anwender jedoch unterschiedlichste Parameter berücksichtigt werden. Hierzu gehören unteranderem die Eigenschaften des verwendeten Kunststoffs, das Schussgewicht, die Wanddicke der Komponente. die Herstellungsgualität. die Betriebstemperaturen (Werkzeugtemperatur) oder der Werkzeuginnendruck [140 S. 7-291. Für die Elektrolysetechnologie werden besonders die Begriffe Bindenaht, Wanddicke, Kühlzeit, Zykluszeit und die Schließkraft von Bedeutung sein. Auf diese Begriffe wird im Folgenden eingegangen.

### **Bindenaht**

Wenn bei der Füllung einer Kavität mehrere Fließfronten aufeinandertreffen, können beim Spritzgießen sogenannte Bindenähte entstehen [141 S. 367]. Dies kann nach Michaeli et al. unterschiedliche Ursachen haben [141 S. 367]:

- Die Kavität wird über mehrere Anschnitte angespritzt.
- Eine Fließfront umfließt einen Kern.
- Eine Fließfront fließt einer anderen voraus. Dies kann durch unterschiedliche Wanddicken verursacht werden.

Infolge solcher Bindenähte kann die Bindenahtfestigkeit um 50 % unter der Festigkeit eines Bauteils ohne Bindenaht liegen [141 S. 367]. Dies kann besonders nachteilig für druckbetriebene Elektrolyseure sein. Insbesondere der zweite Punkt ist für die Herstellung des Rahmens relevant, da das Spritzgießwerkzeug zur Herstellung des Rahmens einen Kern aufweisen würde. Dies ist in Abbildung 5-12 dargestellt. Um solche Bindenähte zu verhindern, kann das Kaskadenspritzgießen verwendet werden. Beim Kaskadenspritzgießen wird die Kavität mit Düsen gefüllt, die öffnen, wenn die Schmelzfront unter der entsprechenden Düse angekommen ist [141 S. 427-428]. Hierdurch werden Bindenähte unterbunden [141 S. 427-428]. Zudem lassen sich mit dem Kaskadenspritzgießen sehr große und dünnwandige Formteile herstellen, weil sich der Fülldruck über die Werkzeugfläche verteilt [141 S. 427-428]. Dieses Verfahren wäre daher besonders für die Skalierung zu größeren Dimensionen vorteilhaft.



Abbildung 5-12: Schematische Darstellung einer Spritzgießwerkzeughälfte für die Herstellung des Rahmens. Dargestellt sind zudem der Werkzeugkern und die mit Schmelze gefühlte Werkzeugkavität, die den Kern umfließt.

## Wanddicke, Kühlzeit, Zykluszeit

Die Wanddicke und der hiermit verbundenen Kühlzeit und Zykluszeit sind für den Spritzgießprozess sehr wichtig. Die Kühlzeit des gespritzten Formteils macht 50 bis 70 % der Zykluszeit aus [139 S. 87]. Die Kühlzeit steigt mit dem Quadrat der Wanddicke [140 S. 70]. Deshalb wird die Wanddicke generell nicht dicker als 6 mm gewählt [139 S. 87]. Die Zykluszeit umfasst neben der Zeit zum Einspritzen der Schmelze in die Kavität auch Zeiten für die Werkzeugbewegungen zum Entfernen des Formteils und dem anschließenden Schließen der beiden Werkzeughälften zur erneuten Füllung [141 S. 1173].

#### Schließkraft Fs und Kapitalbedarf von Spritzgießmaschinen

Nach Johannabar und Michaeli [141 S. 804] richtet sich der Preis bzw. die Investition einer Spritzgießmaschine nach der Schließkraft. Pro Kilonewton Schließkraft fallen nach Johannabar und Michaeli [141 S. 1061] und Gebert [120 S. 78] ungefähr 50  $\in$  an. Nach Johannabar wird die Schließkraft erreicht, wenn die beiden Werkzeughälften, in welche die Schmelze gespritzt wird, mit vorgesehenen Kraft zusammengepresst werden [141 S. 864]. Wenn die Schmelze in den Werkzeughohlraum gespritzt wird, entsteht im Werkzeug eine Auftriebskraft  $F_A$  [141 S. 864]. Diese Auftriebskraft lässt sich aus dem Produkt aus mittlerem Druck und der auf die Trennebene projizierten Werkstückfläche mit Gleichung 5-1 berechnen.

$$F_{\rm A} = p_{\rm m} \cdot A_{\rm proj}$$
 GI. 5-1

Mit:  $F_A$  = Auftriebskraft in N,  $A_{proj}$  = projizierte Oberfläche des Formteils m<sup>2</sup>,  $p_m$  = Werkzeuginnendruck in bar.

Die projizierte Oberfläche des Formteils in die Trennebene, des Werkzeugs ergibt sich aus den Geometrien des Formteils. Richtwerte für die Auftriebskraft von Kunststoffen können Tabellen entnommen werden [142 S. 39]. Die Schließkraft muss nach Johannabar größer als die Auftriebskraft sein (ca. 10 %) [141 S. 312 und S. 865]. Hieraus folgt für die Schließkraft:

$$F_{\rm S} > 1, 1 \cdot F_{\rm A}$$
 Gl. 5-2

Mit:  $F_S$  = Schließkraft in N,  $F_A$  = Auftriebskraft in N.

Aus den Informationen kann geschlussfolgert werden, dass für die Berechnung der Selbstkosten der Rahmen die in Tabelle 5-2 aufgeführten Parameter berücksichtigt werden müssen.

Tabelle	5-2:	Parameter,	die	für	die	Berechnung	der	Selbstkosten	des	Rahmens	berücksichti	gt
werd <u>en</u>	müs	sen.										_

Parameter	Kommentar					
Material	Materialkosten fallen an, wenn Produkt produziert wird. (Variable Kosten)					
Umfang, Fläche, Dicke	<ul> <li>Geometrischen Abmaße haben Einfluss auf den Materialverbrauch, die Schließkraft und Kühlzeit</li> </ul>					

Schließkraft F <sub>s</sub>	<ul> <li>Schließkraft hat Einfluss auf die Maschinenauswahl Investitionen</li> </ul>
Investition Spritzgießmaschine	<ul> <li>Investitionen können als Funktion der Schließkraft ermittelt werden. → Investition der Maschine = f (F<sub>s</sub>)</li> </ul>
Fertigungszeit/Zykluszeit	<ul> <li>Abhängig von den geometrischen Abmaßen. Die Fertigungszeit beeinflusst die mögliche produzierbarer Stückzahl.</li> </ul>
Maschinenstundensatz	<ul> <li>Maschinenstundesatz beinhaltet die fertigungsabhängigen Gemeinkosten und. Mit Erhöhung der Maschinenauslastung nehmen die Fixkosten pro Stück ab. (Fixkostendegression)</li> </ul>

Als Organisationstyp für die Fertigung empfiehlt sich die Gruppenfertigung. Da nur eine Station durchlaufen wird, ist keine Fließanordnung notwendig. Die Spritzgießmaschine würde als autonome Insel organisiert sein. Für die Herstellung von größeren Rahmen, sollte das Kaskadenspritzgießen in Betracht gezogen werden.

Exkurs alternatives Design: Um eine vorassemblierte Einheit aus Rahmen und Bipolarplatte zu erhalten, sollte die Möglichkeit in Betracht gezogen werden, die Bipolarplatte mit Kunststoff zu umspritzten. Dieses Konzept ist schematisch in Abbildung 5-13 dargestellt.



Abbildung 5-13: Konzept einer umspritzten Bipolarplatte.

# 5.4 Bipolarplatten

Die Trennung des Anoden- und Kathodenraums im PEM-Stack erfolgt über Bipolarplatten. Hierdurch wird eine Vermischung des Sauerstoff- und Wasserstoffgases verhindert. Bipolarplatten sorgen zudem für die elektrische Kontaktierung zwischen Anode und Kathode. Typischerweise besitzen Bipolarplatten Kanalstrukturen [16, 55 S. 144 und 145] in denen Wasser strömt und gleichmäßig über der Fläche verteilt wird. Das Wasser aus den Kanalstrukturen strömt durch die Gasdiffusionsschichten zu den Elektrodenflächen. Zusätzlich verleiht die Bipolarplatte der Zelle mechanische Stabilität [16].

Neben geformten Bipolarplatten können auch flache Bipolarplatten in Kombination mit Maschen für den Massentransport verwendet werden [55 S. 144 und 145]. Aufgrund der notwendigen Korrosionsstabilität bei Potentialen von > 1,48 V kommen für Bipolarplatten Titan oder beschichteter Edelstahl zum Einsatz. Kohlenstoff würde entsprechend der nachfolgenden Reaktionsgleichung bei Potentialen > 0,9 V oxidieren [35 S. 402]:

$$C + 2H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H^+ + 4e^-$$

In der Literatur werden unterschiedliche Bipolarplatten-Konzepte diskutiert. Edelstahl kann bei den sauren Bedingungen und den Potentialen der PEM-Elektrolyse korrodieren [16]. In Diskussionen mit der Industrie wurde dem Autor mitgeteilt, dass es keine kommerziell verfügbaren Edelstähle gibt, die dauerhaft Potentiale > 1,25 V im sauren Milieu standhalten [90]. Daher werden edelstahlbasierte Bipolarplatten beispielsweise nitriert [108] oder mit Edelmetallen wie Gold beschichtet, um die notwendige Korrosionsstabilität zu erreichen [131]. Beim Ansatz von Gago et al. [143] bzw. Lettenmeier et al. [54] wird ein Edelstahlsubstrat im Vakuum-Plasma-Spritzverfahren mit Titanpulver beschichtet. Im Anschluss an das Vakuum-Plasma-Spritzen der Titanschicht, wird die gespritzte Titanschicht über das Physikalische-Gasabscheide-Verfahren mit Platin oder alternativ mit Niob beschichtet. Durch die Beschichtung des Edelstahls wird zudem verhindert, dass sich Chromlegierungslemente lösen können [vgl. 35 S. 411].

Bei Verwendung von Titan als Grundmaterial muss die Wasserstoffversprödung des Werkstoffs beachtet werden [35, 105]. Zudem bildet Titan eine Passivierungs- bzw. Oxidschicht, die zur Erhöhung des elektrischen Widerstands führt und damit die Zellperformance reduziert [16, 144]. Daher werden in der Literatur auch für den Werkstoff Titan Beschichtungen wie die Nitrierung [108], Edelmetallbeschichtungen aus Gold [144] oder aus Kohlenstoff [18] diskutiert.

Prinzipiell können neben der Bipolarplatte auch sämtliche andere Komponenten einer Elektrolyse-Zelle mit Edelmetallen beschichtet werden. Nach Carmo et al. [16] muss bei der Wahl des Beschichtungsmaterials darauf geachtet, dass dieses korrosionsstabil und thermisch leitfähig ist. Zudem ist eine starke Bindung der Beschichtung mit dem Substrat wünschenswert [16]. Inhomogene Beschichtungen können dazu führen, dass das Substratmaterial korrodiert [16]. Ein weiteres in der Literatur präsentiertes Bipolarplatten-Konzept setzt sich aus einem Niobblech auf der Anodenseite und einem Zirkonblech auf der Kathodenseite zusammen [18 S. 14].

Gegenstand der nächsten beiden Abschnitte ist es, ausgewählte Konzepte zum einen fertigungstechnisch zu analysieren. Hierfür werden, wie im vorherigen Kapitel, für alle Konzepte die Materialien, der Fertigungsprozess und die Fertigungsparameter diskutiert.

## 5.4.1 Edelstahl-Bipolarplatten-Konzepte

Die Motivation für den Einsatz von Edelstahl basierten Bipolarplatten in der PEM-Elektrolyse wird in der Literatur mit der einfacheren Umformbarkeit und dem niedrigeren Preis von Edelstahl im Vergleich zu Titan begründet [vgl. 54, 143].



#### Abbildung 5-14: Fertigungsprozess unterschiedlicher Bipolarplatten-Konzepte

In Abbildung 5-14 ist schematisch der Fertigungsprozess für Edelstahl basierte, geformte und beschichtete Bipolarplatten dargestellt. Der Fertigungsprozess besteht gemäß Abbildung 5-14 aus Schneiden, Formen und Beschichten, wobei die Reihenfolge dieser Prozessschritte abhängig vom Verhalten der Beschichtung beim Umformprozess sein wird. Denn wenn die Beschichtung infolge der mechanischen Kräfte während des Formungsschrittes beschädigt wird, ist dies nachteilig für den Elektrolysebetrieb. Gemäß Abbildung 5-14 erfolgt im zweiten Schritt die Umformung des Edelstahls. Nach Angaben der Studie "Kostenanalyse verschiedener Leichtbau-Verfahren" bewegt sich der Maschinenstundensatz einer Tiefziehmaschine in der Automobileindustrie auf ~826 €·h<sup>-1</sup> [79 S. 41]. Dieser Wert beinhaltet die Energiekosten in Höhe von 15 cent·kWh<sup>-1</sup>, die Hallenkosten sowie die Wartungskosten [79 S. 41]. Als weiterer Prozessschritt muss noch eine Beschichtung des Edelstahls erfolgen. Gegenwärtig werden in der Elektrolyse zwei Konzepte für Edelstahl basierte Bipolarplatten verfolgt:

- 1. Konzept: Nitrierung von Edelstahl: geformt oder ungeformt [145]
- 2. Konzept: Titanpulverbeschichtung der anodenseitigen Bipolarplatte im Vakuum-Plasma-Spray-Verfahren mit anschließender Beschichtung des Titans mit dem Physikalischen-Gasabscheide-Verfahren mit Platin oder Niob: geformt oder ungeformt [54, 143]

<u>1. Konzept: Nitrierung:</u> Nach Westheide et al. [146 S. 696] erhöhen sich die Herstellungskosten eines Bauteils infolge eines anschließenden Nitrierungsprozesses beim Plasmanitrieren um den Faktor 1,06.

<u>2. Konzept: Thermisches Spritzen + Physikalische Gasabscheidung:</u> Das zweite Beschichtungskonzept sieht vor, die Anodenseite der Bipolarplatte im Vakuum-Plasma-Spritz-Verfahren (VPS-Verfahren) mit Titanpulver zu beschichten [54, 143, 147, 148]. Um die gespritzte Titanschicht im Elektrolysebetrieb vor Oxidation zu schützen, wird die Titanpulverschicht in einem zweiten Beschichtungsschritt, dem Gasabscheide-Verfahren, mit Platin oder Niob beschichtet [54, 143, 147, 148]. Das VPS-Verfahren findet bei Drücken von ungefähr ~50 mbar statt [149]. Durch die Evakuierung der Kammer wird eine Oxidation des Titanpulvers verhindert [54, 143, 147, 148]. Die Dicke der Titanschicht wird mit ungefähr 50 bis 120  $\mu$ m angegeben, die Niob- und Platinschicht betragen ungefähr 1  $\mu$ m [54, 143, 147, 148]. Die Investitionen einer VPS-Anlage bewegen sich auf ungefähr 1,5 Millionen Euro [150 S. 311]. Für die Beschichtungszeit einer 120  $\mu$ m dicken Titanpulverschicht auf Edelstahl geben Gago et al. [143] 64 s an.

Beim zweiten Beschichtungsschritt, fallen laut Literatur Investitionen in Höhe von 15 bis 30 Millionen Dollar<sub>2008</sub> für eine Gas-Abscheideanlage an [151 S. 119]. Einem Expertengespräch zufolge, kann heutzutage eine Investition von 7 Millionen Euro für kontinuierlich laufende Analgen angenommen werden [128]. Beim Physikalischen-Gasabscheide-Verfahren im Sputter-Prinzip, wird das negativ gepolte Beschichtungsmaterial, durch Argon(+)-lonen eines Plasmastrahls als Molekül oder Einzelatom herausgeschlagen [152 S. 528]. Die Moleküle oder Atome kondensieren auf dem Werkstück und bilden eine dünne Metallschicht (Nano- bis Mikrometerbereich) [152 S. 528]. Das Beschichtungsmaterial wird hierbei als *Target* bezeichnet [152 S. 528]. Bei der Auswahl des *Targets* sollte auf rotierbare Targets zurückgegriffen werden. Im Vergleich zu planaren *Targets*, bei denen der Materialausnutzungsgrad mit 25 % angegeben wird, haben rotierbare *Targets* einen Ausnutzungsgrad von 75 % [153 S. 548-551]. Besonders bei kostenintensiven Materialien wie Platin wird der Materialausnutzungsgrad in die Entscheidungsfindung zwischen planaren und rotierbaren *Targets* mit einfließen. Nachteilig bei den rotierbaren Targets sind jedoch die höheren Bezugskosten [153 S. 548-551].

Grundsätzlich existieren sowohl für VPS-Analgen als auch für Gasphasen-Abscheide-Anlagen bereits Anbieter, sodass keine elektrolyse-spezifische Industrie hierfür aufgebaut werden muss. Optimierungspotentiale werden bei dem zweiten Konzept besonders darin gesehen, die beiden Beschichtungsschritte kontinuierlich ablaufen zu lassen. Gegenwärtig wird beim VPS-Prozess ein Vakuum erzeugt, welches nach der Beschichtung wieder aufgehoben wird, um die Komponente in der Gasphasen-Abscheide-Anlage zu beschichten. Durch den Transport zur zweiten Anlage kann es zur Oxidation des gespritzten Titanpulvers kommen. Diese Oxidschicht wird vor der eigentlichen Beschichtung mit Platin in der Physikalischen-Gasphasen-Abscheide-Anlage durch den Beschuss mit Argon Atomen entfernt [143]. Das langfristige Ziel bei diesem zweiten Konzept sollte es daher sein, die beiden Beschichtungsprozesse in einer Anlage zu kombinieren und so einen kontinuierlichen Prozess zu erreichen. Gemäß Abbildung 5-15 kann ein Stapel Bipolarplatten in die erste Schleuse platziert werden. Der Stapel wird zuerst in der thermischen Spritzanlage mit Titan beschichtet. Die zweite Schleuse dient dazu, die beiden Anlagen über ein Vakuum miteinander zu verbinden und so die Oxidation beim Transport zu verhindern.

Möglicher Ansatz zur Optimierung des DLR-Konzepts: Verwendung einer kontinuierlichen Vakuumanlage, die anstelle von zwei Einzelanlagen eine thermische Spritzkammer und eine Gas-Abscheide-Kammer in einer Anlage kombiniert

Schleuse: Platzierung der Bipolarplatten
 Schleuse: Verbindung der VPS-Anlage mit der Gas-Abscheide-Kammer
 Schleuse: Entnahmeschleuse für die beschichtete Komponente

# Abbildung 5-15: Konzept einer Hybridanlage, die eine thermische Spritzanlage und eine Anlage zur Physikalischen-Gasabscheidung vereint.

Als Organisationstyp für die Fertigung empfiehlt sich die Gruppenfertigung in Fließanordnung, da drei Stationen durchlaufen werden müssen (Formen, 1. Beschichtungsschritt, 2. Beschichtungsschritt). Als Fertigungsrhythmus kann eine Taktfertigung eingesetzt werden. Im Sinne einer Taktfertigung, würde zuerst ein Stapel mit Titan beschichtet und dann dem zweiten und dritten Beschichtungsschritt unterzogen werden.

Bei der Skalierung von geformten Bipolarplatten wird eine Kooperation mit Firmen aus der Wärmeübertragerindustrie empfohlen. Bei Plattenwärmeübertragern werden beispielsweise Quadratmeter große Platten geformt, die in ihrer Geometrie stark Bipolarplatten ähneln [94]. Hierauf wird im nächsten Abschnitt eingegangen. Aus diesen Informationen kann geschlussfolgert werden, dass für die Berechnung der Selbstkosten edelstahlbasierter Bipolarplatten die in Tabelle 5-3 aufgeführten Parameter berücksichtigt werden müssen.

Tabelle 5-3: Parameter, o	die für die Berechnung	der Selbstkosten der	Bipolarplatte berücksichtigt
werden müssen.			

Parameter	Kommentar
Material fürs Substrat, Material für Beschichtung	Die Materialkosten fallen an, wenn das Produkt produziert wird. (Variable Kosten)
Geometrische Abmaße: Dicke, Umfang, Fläche	<ul> <li>Geometrischen Abmaße haben Einfluss auf den Materialverbrauch und den Schnittkosten</li> </ul>
Geformt oder ungeformt	Eine geformte Bipolarplatte erfordert zusätzliche Investitionen in eine Umformungsmaschine
Investitionen Tiefziehmaschine	<ul> <li>Notwendig, wenn eine tiefgezogenen Bipolarplatte erforderlich ist.</li> </ul>
Fertigungszeit/Zykluszeit	<ul> <li>Abhängig von den Abmaßen, einem eventuellen Formungsschritt und der Beschichtungsvariante. Die Fertigungszeit beeinflusst die mögliche produzierbarer Stückzahl.</li> </ul>
Maschinenstundensatz Formung, Maschinenstundensatz Beschichtung:	<ul> <li>Der Maschinenstundesatz beinhaltet die fertigungsabhängigen Gemeinkosten. Mit Erhöhung der Maschinenauslastung nehmen die Fixkosten pro Stück ab. (Fixkosten)</li> </ul>
Beschichtung	<ul> <li>Notwendig bei Edelstahl. Je nach gewählter Beschichtungsoption fallen zusätzliche Investitionen f ür Beschichtungsanlagen an.</li> </ul>

### 5.4.2 Titan-Bipolarplatten-Konzepte

Grundsätzlich besteht die Herausforderung beim Umformen von Titan darin, dass Titan zur Kaltverfestigung neigt und hierdurch beim Umformen reißen kann [154]. Zudem tritt beim Umformen von Titan ein Federeffekt auf [154]. Um dies zu unterbinden, wird Titan beim Formprozess thermisch behandelt [154]. Bei der Umformung von Titan wird zwischen Kalt- und Warmumformung unterschieden [154]. Titan höheren Reinheitsgrades (Grad 1-5) kann eingeschränkt kalt umgeformt werden, wenn die Umformradien groß und die Umformgeschwindigkeiten gering ausfallen [154]. Bei der Kaltumformung werden die Bauteile thermisch nachbehandelt, um unter anderem Spannungen im Bauteil und den Federeffekt zu reduzieren [154]. Beal et al. [154] geben als Nachbehandlungszeit für Titan höheren Reinheitsgrades 15 bis 240 Minuten an, wobei auch kürzere Zeiten möglich sein sollen. Inwieweit die Nachbehandlungszeit reduziert werden kann, wird von Beal et al. jedoch nicht

weiter spezifiziert [154]. Die Warmumformung findet bei Temperaturen >500 °C statt und wird bei Titanlegierungen verwendet [154]. Durch die Warmumformung können kleinere Radien und höhere Umformgeschwindigkeiten realisiert sowie der Federeffekt reduziert werden [154].

Da Titan Grade 1 auch in der Elektrolyse eingesetzt wird, ist die Kaltumformbarkeit dieser Titanform interessant für die PEM-Technologie. Bei Plattenwärmeübertragern können bereits heutzutage Titan-Wärmetauscher mit tiefgezogenen Titanplatten bezogen werden [94, 155 S. 119]. Besonders im Hinblick auf die Skalierung von Bipolarplatten wird daher eine Zusammenarbeit mit diesem Industriezweig empfohlen, wenn der Einsatz von tiefgezogenen Bipolarplatten erforderlich ist. Aufgrund dieser Datengrundlage wird aus der technischen Perspektive die Umformbarkeit von Titan als nicht hinderlich für die Elektrolyse-Technologie angesehen. Dies muss jedoch für PEM-Elektrolyse erfolgreich demonstriert werden.

Prinzipiell wird angenommen, dass bei der Herstellung von Titan-Bipolarplatten, dieselben Prozessschritte und derselbe Organisationtyp für die Fertigung erforderlich werden wie bei Edelstahl basierten Bipolarplatten. Entsprechend Abbildung 5-16 sind dies Formen, Schneiden und Beschichten. Als Maschinenstundensatz für das Formen wird analog zum vorherigen Abschnitt ein Wert von 826 €·h<sup>-1</sup> [79 S. 41] angenommen.



#### Abbildung 5-16: Fertigungsprozess unterschiedlicher Titan-Bipolarplatten-Konzepte

Gemäß Abbildung 5-16 werden technisch und ökonomisch folgende Titan-Bipolarplatten-Konzepte diskutiert:

- 1. Konzept: Nitrierung der Titan Bipolarplatte [108]
- 2. Konzept: Treadstone-Ansatz: Pünktchen-Beschichtung der Anodenseite mit Platin und Kathodenseite mit Gold mit thermischen Spritzverfahren [18 S. 16, 55 S. 140-141].
- 3. Konzept: Beschichtete ungeformte Bipolarplatte

• 4. Konzept: Nicht beschichtete nichtgeformte Bipolarplatte

<u>1. Konzept: Nitrierung:</u> Bei der Nitrierung wird auch bei Titan davon ausgegangen, dass sich die Herstellungskosten um den Faktor 1,06 [146 S. 696] erhöhen. Von den von Toops et al. [108] untersuchten Nitrieroptionen, dies waren die thermische Nitrierung und Plasmanitrierung, hatte die thermisch nitrierte Bipolarplatte bei 25 °C und 1,2 A·cm<sup>-2</sup> nach 48 h eine um 13 % bessere Zellspannung als unbehandeltes Titan und eine reduzierte Wasserstoffaufnahme. Nach 500 h wurde umfangreiche Oxidation der nitrierten Optionen beobachtet [108]. Zudem war bei weiteren Untersuchungen bei 50 °C und 1,5 A·cm<sup>-2</sup> nach 500 h die Zellspannung der thermisch nitrierten Option nur um 3 % niedriger als bei unbehandeltem Titan [108].

2. Konzept: "Treadstone" Ansatz: Beim Treadstone-Ansatz wird ein Titanblech nicht über die gesamte Fläche beschichtet, sondern nur partiell mit Platin- und Goldpünktchen versehen [18 S. 16, 55 S. 140-141]. Die beschichtete Fläche macht 5 bis 10 % der gesamten Fläche aus und die spezifische Beladung wird mit 0,02 bis 0,04 mg·cm<sup>-2</sup> angegeben [55 S. 140-141]. Bei diesem Konzept müssen Langzeituntersuchungen jedoch nachweisen, inwieweit die Oxidation der nicht beschichteten Titanoberfläche, Einfluss auf die beschichteten Flächen hat. Auf der Kathode wird bei diesem Konzept Gold verwendet, um die Diffusion von Wasserstoff in Titan zu verhindern, was zur Versprödung des Werkstoffs führen würde. Eine simultane Beschichtung beider Seiten der Bipolarplatte sollte in Betracht gezogen werden. Anstelle von Gold kann auch der Einsatz Kohlenstoff basierter Beschichtungen zum Beispiel der Firma Precors als Diffusionsbarriere von Wasserstoff in Titan in Betracht gezogen werden, vgl. Abschnitt 4.4.

<u>3. Konzept:</u> Der Unterschied zwischen dem zweiten und dritten Konzept besteht nur darin, dass die Bipolarplatte nicht geformt wird.

<u>4. Konzept:</u> Bei diesem Konzept wird die Bipolarplatte weder geformt noch beschichtet. Dies stellt prinzipiell die einfachste und günstigste Form einer Titan-Bipolarplatte dar. Es fallen nur die Material- und Schnittkosten in der Herstellung an.

# 5.5 Gasdiffusionsschichten: Anode und Kathode

Sowohl auf der Anoden- als auch auf der Kathodenseite kommen poröse Komponenten als Gasdiffusionsschichten zum Einsatz. Diese porösen Gasdiffusionsschichten sind für die Umsetzung unterschiedlicher Aufgaben in PEM-Stacks verantwortlich. Gemäß Abbildung 5-17 erfolgen mit Hilfe von Gasdiffusionsschichten der Wassertransport zu den Elektroden sowie der Gasabtransport von den Elektroden in einer Zelle über Gasdiffusionsschichten. Zusätzlich erfolgt die Kontaktierung der Bipolarplatten mit den Elektroden der Elektrolysezelle über die Gasdiffusionsschichten.



Abbildung 5-17: Schematische Darstellung der Prozesse an den Gasdiffusionsschichten. Im Anodenraum wird Wasser über die Gasdiffusionsschicht zur Membran transportiert. Der erzeugte Sauerstoff und nicht umgesetztes Wasser werden ebenfalls über die Gasdiffusionsschicht abgeführt. Die Katalysatoren Iridium und Platin sind auf der Membran aufgebracht.

Durch den Einsatz von Gasdiffusionsschichten entsteht in einer Elektrolysezelle ein Raum, der für die beschriebenen Transportvorgänge verwendet werden kann. Überdies stützen Gasdiffusionsschichten die dünne Membran einer Elektrolysezelle und verhindern im Differenzdruckbetrieb eines Elektrolyseurs eine Deformierung der Membran-Elektroden-Einheit durch die Kanalstrukturen der Bipolarplatten. Die Porengrößen der Gasdiffusionsschichten sind unter anderem von den Materialeigenschaften der Membran sowie vom Betriebsdruck und Anpressdruck der Elektrolysezelle abhängig. Ein Differenzdruckbetrieb des Elektrolyseurs kann zur Schädigung der Membran durch die Gasdiffusionsschicht führen. Eine Gasdiffusionsschicht sollte daher zum einen möglichst große Poren haben, um das Wasser zu den Elektroden zu transportieren und die produzierten Gase abzuführen, zum anderen jedoch feine Poren besitzen, um das Reißen der Membran in Folge mechanischer Beanspruchung zu verhindern.

Als Gasdiffusionsschichten können Vliese, gestreckte Metalle, metallische Schäume, gelochte Bleche oder gesinterte Körper aus Kohlenstoff, Edelstahl oder Titan verwendet werden [35 S. 404]. Auf der Kathode kommen poröse Körper aus Kohlenstoff als Gasdiffusionsschichten zum Einsatz [35 S. 404]. Auch der Einsatz von Titan auf der Kathode ist möglich, beim Einsatz von Titan, muss jedoch die Neigung des Werkstoff zur Wasserstoffversprödung beachtet werden [35]. Gegenstand des nächsten Abschnittes ist es, die existierenden Konzepte zu analysieren.

# 5.5.1 Konzepte für Gasdiffusionsschichten: Anode und Kathode

#### Gasdiffusionsschicht Anode

Gegenwärtig werden Sinterkörper aus Pulvern oder Fasern als Gasdiffusionsschichten auf der Anode verwendet [156, 157]. Eine weitere Option sind gradierte Streckmetalle unterschiedlicher Maschengrößen oder eine Kombination aus Streckmetall und Sinterkörper. In Abbildung 5-18 sind die Materialien und der Fertigungsprozess für den Sinterkörper und den Streckmetallen dargestellt. Auf diese wird im Folgenden eingegangen.



Abbildung 5-18: Materialien und Fertigungsprozess für die Gasdiffusionsschichten auf der Anode

<u>Sinterkörper:</u> Der Sinterkörper aus Titanpulver ist eine bis zu 500 µm dicke Komponente und kann unter anderem auch am Forschungszentrum produziert werden. Der Sinterkörper entsteht in einem mehrstufigen Herstellungsprozess aus einer Mischung aus Partikeln, Lösungsmitteln und Bindemitteln, die zu einer Paste angerührt werden. Die Paste wird in einem ersten Schritt über eine Schlitzdüse auf eine Folie befördert. Dieser Prozess wird als Foliengießen bezeichnet. Die hergestellte Paste wird anschließend in einen Sinterofen eingeschlossen. In dieser Zeit wird der Ofen aufgewärmt, das Lösungsmittel ausgetrieben. Bei Temperaturen von bis zu 1000 °C wird der Sinterprozess durchgeführt. Die 14 bis 24 h Prozesszeit schließen auch die Abkühlzeit ein. [128]

<u>Streckmetall:</u> Gasdiffusionsschichten aus Streckmetallen entstehen durch Einschnitte eines Werkzeugs in Querrichtung und gleichzeitiges Strecken von Blechen oder Kunststoffen in Längsrichtung [158]. Bei diesem Prozess entsteht kein Materialverlust [158]. Hierbei werden die Maschenlänge und Maschenbreite jeweils von Knotenmitte zu Knotenmitte gemessen [158]. "Der Streckfaktor bezeichnet das Verhältnis von eingesetztem Werkstoff zu erzielter Tafellänge. Er errechnet sich im Allgemeinen als Quotient aus Maschenbreite und doppelter Stegbreite [158]." Aus diesem Faktor, der mit Gleichung 5-3 berechnet werden kann, lässt sich bei bekannter Eingangslänge des nicht gestreckten Bleches die Ausgangslänge des fertigen Streckmetalls berechnen [158]. Der freie Querschnitt lässt sich in Prozent näherungsweise über Gleichung 5-4 berechnen [158, 159 S. 7].

$$SF = \frac{MB}{2 \cdot SB}$$
 Gl. 5-3

$$A_0 = 1 - \frac{2 \cdot SB}{MB}$$
 Gl. 5-4

Mit: SF = Streckfaktor [/], MB = Maschenbreite, SB = Stegbreite,  $A_0$  = Freier Querschnitt.

Durch einen Walzprozess können die erzeugten Maschen in der Industrie abgeflacht werden [158]. Bei einer Gasdiffusionsschicht aus gradiertem Streckmetall werden mehrere Streckmetalle mit unterschiedlichen Maschenlängen und Maschenbreite aufeinandergelegt und stoff- oder kraftschlüssig miteinander verbunden. Dies kann über Schweißverfahren oder Hierdurch entsteht eine Gasdiffusionsschicht mit einem Walzprozesse geschehen. Porengradienten, die aus einer gröberen untersten und einer feineren oberen Streckmetallschicht besteht. Das Konzept von gradierten (Streck-)Metallen für den Einsatz in Brennstoffzellen wurde bereits 1999 als Patent veröffentlicht [160]. Prinzipiell ist die Herstellung von Streckmetallen in der Industrie bereits ein häufig angewendeter Prozess. Eine besondere Herausforderung ist die Herstellung kleiner, feiner Micro-Maschen, die den Betriebsbedingungen der Elektrolyse gerecht werden. Der auf die Membran und die Elektroden wirkende Betriebsund Anpressdruck, kann zu mechanischen Schäden der Membran durch die scharfen Kanten der Streckmetalle führen. Daher sind Streckmetalle mit feinen Poren an den Kontaktseiten zu den Elektroden nötig. Die optimale Maschengeometrie für Elektrolyse Anwendungen ist Gegenstand von Forschung und Entwicklung. Gegenwärtig bietet die Industrie nach Kenntnisstand des Autors Micro-Maschen beginnend mit Maschenlängen von 0,5 mm [158] oder von 0,7 mm [161] an. Um die Oxidation von Titan auf der Sauerstoffseite zu verhindern, kann die Gasdiffusionsschicht beschichtet werden. Grigoriev et al. [33, 40] verwendeten hierfür ein Platinbeschichtung. Lui et al. [156] beschichteten eine Bekaert Gasdiffusionsschicht mittels Physikalischer-Gasphasenabscheidung beidseitig mit Iridium. Die resultierende Iridiumbeladung wird mit 0,1 mg·cm<sup>-2</sup> angegeben [156]. Bei 2 A·cm<sup>-2</sup> betrug die Zellspannung 1,86 V [156]. Die Elektrolysezelle mit unbeschichteter Gasdiffusionsschicht hatte bei 2 A·cm<sup>-2</sup> eine Spannung von 1,94 V [156]. Aus diesen Informationen kann gefolgert werden, dass für die Berechnung der Selbstkosten der anodischen Gasdiffusionsschichten die in Tabelle 5-4 aufgeführten Parameter berücksichtigt werden müssen.

Parameter	Kommentar					
Material	• Die Materialkosten fallen an, wenn das Produkt produziert wird. (Variable Kosten)					
Beschichtung	Notwendig um Oxidation zu verhindern					
Geometrische Maße	Geometrischen Maße haben Einfluss auf den Materialverbrauch					

Tabelle 5-4: Parameter, die für die Berechnung der Selbstkosten der Bipolarplatte berücksichtigt werden müssen.

Investitionen Streckmetallmaschine und Sinterofen	•	Es wurden keine Daten während der Recherche gefunden
Fertigungszeit/Zykluszeit	•	Abhängig von den Abmaßen, einem eventuellen Formungsschritt und der Beschichtungsvariante. Die Fertigungszeit beeinflusst die mögliche produzierbarer Stückzahl.

Die Fertigung der Gasdiffusionsschicht kann im Fließprinzip angeordnet werden, da sowohl beim Sinterköper als auch bei den Streckmetallen zwei Fertigungsschritte erforderlich sind.

<u>Exkurs alternatives-Design:</u> Auf der Bipolarplatten zugewandten Seite der anodischen Gasdiffusionsschicht kann auf eine Beschichtung verzichtet werden, wenn die Gasdiffusionsschicht auf die Bipolarplatte geschweißt wird. Hierdurch würde auch die Beschichtung der Bipolarplatte auf der Anode entfallen.

<u>Gasdiffusionsschicht Kathode:</u> Als kathodische Gasdiffusionsschicht wird Kohlenstoffpapier verwendet. Der Herstellungsprozess kann einer Studie von *Strategic Analysis* [87] entnommen werden. In dieser Studie werden die Bezugskosten von Kohlenstoffpapier in einer Detailkalkulation berechnet. Auf diese Ergebnisse wurde in Abschnitt 4.5 eingegangen.

#### 5.6 Membran-Elektroden-Einheit

<u>Grundlagen:</u> Die Membran-Elektroden-Einheit bildet das Herzstück einer jeden Elektrolysezelle. In Abbildung 5-19 ist diese Einheit, die in der Abbildung aus einer Nafion<sup>®</sup>-Membran und den darauf beschichteten Katalysatoren besteht, schematisch dargestellt. Zusätzlich sind auch die Reaktionsgleichungen an Anode und Kathode abgebildet.  

 Katalysator<sub>An</sub>: Iridium
 Membran: Nafion®
 Katalysator<sub>Ka</sub>: Platin

 Anodenreaktion:  $H_20 \rightarrow \frac{1}{2} O_2 + 2 H^+ + 2e^ H^+$   $H^+ + 2 e^- \rightarrow H_2$ 

5 Fertigungstypen sowie Fertigungsverfahren & Komponentenanalyse der einzelnen Stack-Komponenten eines PEM-Stacks

Abbildung 5-19: Schematische Darstellung der Membran-Elektroden-Einheit und der Oxidationsund Reduktionsvorgänge an den Katalysatoren. Als Anodenkatalysator wird gegenwärtig Iridiumdioxid eingesetzt. Kathodenkatalysator ist Platin.

Als Membranen werden heutzutage perfluorsulfonierte (PFSA-Membran), nicht verstärkte Polymere auf PTFE-Basis (Polytetrafluorethylene) verwendet [16, 35, 121, 162]. Ein Vertreter dieser Membran ist Nafion<sup>®</sup> das bereits 1960 von DuPont kommerzialisiert wurde und mittlerweile von der Firma Chemours verkauft wird [121]. Andere Vertreter dieser PFSA-Membranen sind Flemion<sup>®</sup> oder fumapem<sup>®</sup> [35]. Nafion<sup>®</sup> besteht aus einer perfluorierten Hauptkette und Nebenketten aus Sulfonsäuren (-SO<sub>3</sub>H), vgl. Abbildung 5-20 [121].



# Abbildung 5-20: Strukturformel von Nafion<sup>®</sup> bestehend aus perfluorierter Hauptkette und Sulfonsäure als Nebenkette [121].

Während die Hauptkette für mechanische und chemische bzw. oxidative [35] Stabilität sorgt, sorgen die Sulfonsäuregruppen für die Protonenleitfähigkeit [16, 35, 121]. Aufgrund der Säuregruppen entspricht der pH-Wert von Nafion<sup>®</sup> der von 20 Gew.-% Schwefelsäure [35]. Die Protonenleitfähigkeit von Nafion<sup>®</sup> steigt mit zunehmendem Wassergehalt und erreicht bei vollständiger Wasseraufnahme und 25 °C ihr Maximum von 10 S·m<sup>-1</sup> [121]. Aufgrund der Fähigkeit Protonen zu leiten, werden Nafion<sup>®</sup> und andere PFSA-Membranen im Englischen auch als *Proton-Exchange-Membrane* oder *Proton-Electrolyte-Membrane* (kurz PEM) bezeichnet.

Typische Membrandicken betragen in der Wasserelektrolyse zwischen 100 und 200 µm [35]. Bei verstärkten Membranen [18, 87, 121, 122], können auch dünnere Membranen eingesetzt werden. Hierbei wird eine poröse Trägermatrix mit Nafion<sup>®</sup> gefüllt [18, 87, 121, 122]. Die Dicke der Membran ist maßgeblich für den Verlauf der Polarisationskurven verantwortlich und mit abnehmender Membrandicke steigt die Effizienz [37]. Nafion<sup>®</sup> und andere PFSA-Membranen besitzen relativ niedrige Glasübergangstemperaturen und ihre Protonenleitfähigkeit nimmt bei Temperaturen über 100 °C ab [35]. Daher werden Zellen, die mit diesen Membranen ausgestattet sind bei Temperaturen <100 °C betrieben. Aufgrund der stark sauren Eigenschaft von Nafion<sup>®</sup> werden für die Elektroden säureresistente Edelmetallkatalysatoren benötigt [16, 35]. Auf der Anode wird gegenwärtig Iridiumdioxid verwendet. Iridiumdioxid weist hierbei die geringste Überspannung vor wobei nach bisherigen Erkenntnissen der Forschung folgende Rangordnung für die Katalysatoraktivität für den Oxidationsprozess gilt [16]:

$$Ir = Ru > Pd > Rh > Pt > Au > Nb$$

Nachteilig bei Iridium sind die geringen Vorkommen in der Erdkruste und die gegenwärtigen Katalysatorbeladungen [16] (vgl. Abschnitt 4.7).Gegenwärtig werden 1 bis 2 mg·cm<sup>-2</sup> Iridium auf der Anode verwendet [16, 131]. In der Forschung sind bereits Iridium-Titan Katalysatoren mit Beladungen von 0,25 mg·cm<sup>-2</sup> erfolgreich getestet worden [19, 20, 132]. Katalysatoren der Firma 3M mit Beladungen von 0,25 mg·cm<sup>-2</sup> Iridium auf der Anode und 0,25 mg·cm<sup>-2</sup> Platin auf der Kathode wurden in Elektrolysezellen für 1500 h erfolgreich getestet und wiesen keinen Stabilitätsverlust auf [132]. Auf der Kathode wird Platin verwendet. Hierbei gilt nach bisherigen Erkenntnissen der Forschung [16]:

Es wird jedoch auch nach alternativen Materialien gesucht. So haben Di-Jia Liu et al. [163] Sauerstoffentwicklungs-Katalysatoren frei von Platingruppenmetallen bei Stromdichten von 300 mA·cm<sup>-2</sup> bei Zellspannungen von 1,75 bis 1,8 V für die PEM-Elektrolyse getestet.

<u>Fertigungskonzepte</u>: Das Fertigungskonzept einer verstärkten Membran-Elektroden-Einheit der Firma Giner ist in Abbildung 5-21 dargestellt. In der *Support Structure Fabrication Stage* wird die poröse Trägereinheit erzeugt, die im Anschluss in ein protononenleitendes Polymer gebadet wird (*Gelation Stage*) [164]. Nachfolgend wird die verstärkte Membran getrocknet (*Drying Stage*) und mit den Katalysatoren beschichtet (*Coating Stage*) [164]. Vorteilhaft soll hierbei sein, dass die Membran durch die Verstärkung verbesserte mechanische Eigenschaften (reduzierte Schwellung) im Vergleich zu nicht verstärkten Membranen besitzen soll und hierdurch direkt beschichtet werden kann [18 S. 5, 164]. Über die Trocknungszeiten der Katalysatorschichten werden von der Firma Giner keinen Angaben gemacht. Für die Definition von Trocknungszeiten der Katalysatorschichten kann die Arbeit von Scheepers et al. [165] herangezogen werden. Scheepers et al. untersuchten unter anderem das Trocknungsverhalten unterschiedlicher Nafion<sup>®</sup>-Kohlenstoff-Schichten in Abhängigkeit der Schichtdicke und des Propanol-Gehaltes [165]. Die Trocknungszeiten variieren für Schichtdicken von 100 μm bis 200 μm und bei einem Propanol-Gehalt von 43 Gewichtsprozent zwischen ungefähr 600 Sekunden und 1300 Sekunden [165].

Weitere Herstellkonzepte der Membran-Elektroden-Einheiten können einer Studie von *Strategic Analysis* [87] oder der Arbeit von Gebert [120] entnommen werden. Zu den möglichen Investitionen für die Maschinen der Membranfertigung und Membranbeschichtung wurden keine

direkten Angaben gefunden. Als Basis für die Abschätzung der Maschinenkosten dient das Projekt "MEA-Korrekt", das einen Förderumfang von 5,7 Millionen Euro hatte [166]. Im Rahmen dieses Projektes sollte von der Firma Solvicore (heute Greenerity) im Zeitraum von 2010 bis 2013 eine wettbewerbsfähige Membran-Elektroden-Einheit-Fertigung entwickelt werden [166]. Auf Basis dieser Informationen werden die Maschinen- und Entwicklungskosten zur Herstellung einer verstärkten Membran mit 10 Millionen angenommen. Die Maschinen- und Entwicklungskosten der anschließenden Beschichtungsanlage der Membran werden ebenfalls mit 10 Millionen angenommen. Mit diesen Informationen können die folgenden Annahmen getroffen werden, siehe Tabelle 5-5, die bei den Berechnungen der Kosten berücksichtigt werden müssen.



Abbildung 5-21: Konzept einer Linienfertigung der Firma Giner zur Produktion einer verstärkten Membran-Elektroden-Einheit. Entnommen und adaptiert aus [164].

Parameter	Kommentar						
Material	<ul> <li>Die Materialkosten fallen an, wenn das Produkt produziert wird. Als Materialien werden Nafion<sup>®</sup> und eine Matrixstruktur benötigt, wenn eine verstärkte Membran erzeugt werden soll.</li> </ul>						
Beschichtung	Iridiumdioxid und Platin als Katalysatoren						
Geometrische Maße	Geometrischen Maße der Membran haben Einfluss auf den Materialverbrauch						
Investitionen Membranherstellung und Beschichtungsanlage	<ul> <li>Abschätzung in erster Näherung durch Informationen aus der Literatur. Gesamtkosten von 20 Millionen.</li> </ul>						
Fertigungszeit/Zykluszeit	<ul> <li>Abhängig der Dispersion (vgl. Scheepers et al. [165]). Die Fertigungszeit beeinflusst mögliche Stückzahl.</li> </ul>						

Tabelle 5-5: Parameter, die für die	Berechnung d	er Selbstkosten	der	Membran-Elektroden-Einheit
berücksichtigt werden müssen.				

#### 5.7 Zusammenfassung und Beurteilung der Informationen und Ergebnisse des Kapitels

In diesem Kapitel wurden ausgewählte Grundbegriffe der Fertigung erläutert sowie eine Analyse der Fertigungsverfahren zur Herstellung von Stack-Komponenten durchgeführt. Als möglicher Organisationstyp für die Fertigung von Stack-Komponenten hat sich die Gruppenfertigung hervorgetan. Wie in Abbildung 5-22 dargestellt ist, sind bei diesem Organisationstyp die einzelnen Fertigungsmaschinen, die zur Herstellung einer Komponente benötigt werden in eigenständigen Funktionsgruppen organisiert. Innerhalb der Funktionsgruppen sind die Maschinen nach der Reihenfolge der Nutzung im Fließprinzip anzuordnen. Die Analysen in diesem Kapitel haben ergeben, dass es ein fertigungstechnisches Potential gibt, die End-, Isolations-, und Stromverteilerplatte sowie die Bipolarplatte und den Rahmen vor zu assemblieren, vgl. Abbildung 5-22. Grundsätzlich hat die Analyse der Fertigungsprozesse ergeben, dass für alle Komponenten die erforderlichen Fertigungstechnologien bereits vorhanden sind. Optimierungspotential wird jedoch darin gesehen, die Fertigungstechnologien auf die Herstellung einzelner Stack-Komponenten zu optimieren. Besonders die Umformung von Titan höheren Reinheitsgrades sollte zukünftig Gegenstand von Entwicklungsarbeiten in der Elektrolyseforschung werden. Weiterer Forschungsbedarf wird darin gesehen, Beschichtungen und Beschichtungsstärken auf der Anode zu erforschen, die die Betriebsbedingungen der Elektrolyse im Langzeitbetrieb standhalten. Zusätzlich erfolgte in diesem Kapitel eine Bewertung der Skalierungsherausforderungen. Bei der Skalierung des Rahmens zu größeren Dimensionen, sollte zukünftig der Einsatz des Kaskadenspritzgießens in Betracht gezogen werden, damit Schließkräfte reduziert werden können. Für die Fertigung von geformten Titanbipolarplatten sollte Fertigungs-Know-How aus der Wärmeübertrager-Industrie verwendet werden. Eine

Fertigungsorganisation vgl. Abschnitt 5.1	Vorass	semblierung		Endmontage
Funktionsgruppe Endplatte: Anordnung im Fließprinzip vgl. Abschnitt 5.2				
Funktionsgruppe Isolationsplatte: Anordnung im Fließprinzip vgl. Abschnitt 5.2	→ Vorassemblie vgl. Al	erung: Teilmontage bschnitt 5.2	<b>→</b>	
Funktionsgruppe Stromverteilerplatter: Anordnung im Fließprinzip vgl. Abschnitt 5.2				
Funktionsgruppe Rahmen: Anordnung im Fließprinzip vgl. Abschnitt 5.3	> Vorassemblie	erung: Teilmontage		Endmontage aller Stack-
Funktionsgruppe Bipolarplatte: Anordnung im Fließprinzip vgl. Abschnitt 5.4	vgl. Al	bschnitt 5.3	$\rightarrow$	Komponenten
Funktionsgruppe Gasdiffusionsschicht Anode: Anordnung im Fließprinzip: vgl. Abschnitt 5.5			<b>→</b>	
Funktionsgruppe Gasdiffusionsschicht Kathode: Anordnung im Fließprinzip vgl. Abschnitt 5.5			<b>→</b>	
Funktionsgruppe Membran-Elektroden-Einheit: Anordnung im Fließprinzip vgl. 5.7			<b>→</b>	

Übersicht der recherchierten Maschinenstundensätze und Investitionen aus Kapitel 4 gibt Tabelle 5-6.

Abbildung 5-22: Fertigungsorganisation der einzelnen Komponenten in Funktionsgruppen, die im Fließprinzip durchlaufen werden.

Die Maschinenstundensätze für die physikalische Gasphasenabscheidung, das Vakuum-Plasma-Spritzen, die Membran-Herstellung und die Membran-Beschichtung sind mit Gleichung 3-10 bis Gleichung 3-12 [71 S. 145-153] berechnet worden. Hierbei sind nur die kalkulatorischen Abschreibungen und die kalkulatorischen Zinsen in den Maschinenstundensätzen berücksichtigt. Für die Maschinenlaufzeit wird ein Zweischichtbetrieb mit je acht Stunden bei 220 Arbeitstagen angenommen, wodurch sich 3520 h Laufstunden ergeben. Hierdurch wird also angenommen, dass keine Leerzeiten anfallen. Als Zinssatz sind 7 % angenommen und die Nutzungsdauer der Maschinen ist den Afa-Tabellen (Abschreibungsgüter für allgemein verwendbare Anlagegüter) des Bundesfinanzministeriums für Finanzen [167] entnommen worden. Gemäß Tabelle 5-6 sind besonders die Physikalische-Gasphasenabscheidung, die Umformmaschinen und die Membran-Herstellung kapitalintensiv.

Maschine	Investition	Laufzeit	Maschinen- stundensatz	Kommentar + Quelle
Plasmaschneiden Edelstahl	-	Bei fünfjähriger Abschreibung	43,29 €·h <sup>-1</sup>	Wert für einfache Geometrien Hifas [136]
Plasmaschneiden unlegierter Baustahl	-	Bei fünfjähriger Abschreibung	43,29 €·h <sup>-1</sup>	Hifas [136]
Wasserstrahlschneiden Trennschnitt Kupfer	-	Bei fünfjähriger Abschreibung	67,01 €·h⁻¹	Hifas [136]
Wasserstrahlschneiden Trennschnitt Kunststoff	-	Bei fünfjähriger Abschreibung	50,10 €·h <sup>-1</sup>	Hifas [136]
Laserschneiden Edelstahl	-	Bei fünfjähriger Abschreibung	91,30 €·h⁻¹	Hifas [136]
Fräse	-		60 €·h <sup>-1</sup>	[79]
Spritzgießmaschine	50 €·kN <sup>-1</sup>			[141 S. 1061]
Tiefziehmaschine	-	-	826 €·h <sup>-1</sup>	[79]
Physikalische Gasphasenabscheidung	10.000.000		318 €·h <sup>-1</sup>	Annahme basierend auf Literatur vgl. Abschnitt 5.4.1
Vakuum-Plasma- Spritzen	1.500.000		48 €·h <sup>-1</sup>	

#### Tabelle 5-6: Zusammenstellung der recherchierten und berechneten Maschinenstundensätze.

Membran-Herstellung	10.000.000	Annahme 318 €·h <sup>-1</sup> basierend auf Literatur vgl. Abschnitt 5.6
Membran-Beschichtung	10.000.000	Annahme 318 €·h <sup>-1</sup> basierend auf Literatur vgl. Abschnitt 5.6

#### 6 Methodik dieser Arbeit

In diesem Kapitel wird die Methodik dieser Arbeit erläutert, die für die Berechnung der Selbstkosten und der *Total Capital Investments* von PEM-Elektrolyseuren verwendet wird. Gemäß Abbildung 6-1 ist im Rahmen dieser Arbeit mit den recherchierten Informationen aus Kapitel 3, Kapitel 4 und Kapitel 5 ein Produktionsmodell für den Stack und mit den Informationen aus Abschnitt 3.3.2 ein Kostenmodell für die Peripheriekomponenten erstellt worden, mit dem die Selbstkosten und die *Total Capital Investments* für PEM-Elektrolyseure bei unterschiedlichen Effizienzen berechnet werden. Durch die Ermittlung des Investitionsbedarfs können bei Vorgabe einer Polarisationskurve die spezifischen Kosten in €/kW<sub>e</sub> und €/kW<sub>LHV</sub> in Abhängigkeit eines Betriebspunktes berechnet werden.



# Abbildung 6-1: Schematische Darstellung der Methodik zur Berechnung der *Total Capital Investments* und der spezifischen Kosten. Mit *BOP* = *Balance of Plant* Komponenten = Peripheriekomponenten und *TCI* = *Total Capital Investments*.

Das übergeordnete Ziel ist es, den Investitionsbedarf für die Anschaffung von PEM-Elektrolyseuren transparent zu berechnen. Hierdurch sollen die wichtigsten Kostentreiber des Elektrolyse-Systems aufgedeckt werden, wodurch eine Diskussionsgrundlage für zukünftige Forschungs- und Entwicklungsarbeiten geschaffen wird. Darüber hinaus können durch die transparente Herangehensweise zukünftig Zielkosten für bestimmte Komponenten oder das Gesamtsystem besser auf Erreichbarkeit überprüft werden.

In dieser Arbeit wird angenommen, dass der Elektrolyseur-Hersteller alle Stack-Komponenten in Eigenfertigung herstellt. Hierdurch sollen Preisaufschläge durch Lohnfertiger vermieden werden. Weiterhin wird angenommen, dass die Peripherie-Komponenten vom Elektrolyseur-Hersteller von Zulieferern bezogen und beim Weiterkauf mit 5 % Gewinnaufschlag versehen werden. In den nachfolgenden Abschnitten dieses Kapitels werden die einzelnen Schritte aus Abbildung 6-1 detaillierter erläutert.
### 6.1 Stack Produktionsmodell

Mit dem Stack-Produktionsmodell sollen die Selbstkosten der einzelnen Stack-Komponenten ermittelt werden. Hierfür werden die Materialeinzelkosten und fertigungsabhängigen Gemeinkosten mit einem pauschalen Kostenaufschlagsfaktor erweitert, um so die Selbstkosten einer Komponente mit Gleichung 6-1 zu erhalten.

$$SEK_i = \frac{HK}{KAF} = \frac{(MEK + MGK)}{KAF}$$
 Gl. 6-1

Mit: *SEK*<sub>i</sub> = Selbstkosten einer einzelnen Stack-Komponente in €, *HK* = Herstellkosten in €, *MEK* = Materialeinzelkosten in €, *MGK* = Maschinenabhängige Fertigungsgemeinkosten in €, *KAF* = Kostenaufschlagsfaktor.

Auf Basis der in Abschnitt 3.2 geschaffenen Informationsgrundlage wird in dieser Arbeit von einem material- und fertigungsintensiven Unternehmen ausgegangen und die Annahme getroffen, dass die Materialeinzelkosten und maschinenabhängigen Fertigungsgemeinkosten im ungünstigen Fall 50 %, im Basisfall 70 % und im optimistischen Fall 75 % der Selbstkosten einer Komponente ausmachen. Dieser Faktor wird Kostenaufschlagfaktor genannt und geht als dreiecksverteilte Zufallsvariable in die Berechnung ein, vgl. Tabelle 6-1.

Tabelle 6-1: Angenommene	Grenzen für	r den Kostenauf	ischlagfaktor i	in dieser Arbeit.
--------------------------	-------------	-----------------	-----------------	-------------------

Größe	Ungünstiger Fall	Basisfall	Optimistischer Fall
Kostenaufschlagfaktor	0,5	0,7	0,75

Durch den Kostenaufschlagsfaktor sollen Verwaltungs- und Vertriebskosten, die Restfertigungsgemeinkosten, die Materialgemeinkosten, die Fertigungslöhne und sonstige Kosten eines Betriebes abgedeckt werden. Dieses Vorgehen ist gewählt worden, da keine Betriebsabrechnungsbögen vorliegen und somit keine Zuschlagssätze für Materialeinzelkosten und für Fertigungseinzelkosten gebildet werden können. Um Kosten entsprechend Tabelle 3-1 (Eventualverbindlichkeiten und Gebühren sowie Hilfseinrichtungen) zu berücksichtigen, wird Gleichung 6-1 analog zu Gleichung 3-22 erweitert, wodurch sich die *Fixed Capital Investments* für den Stack nach Gleichung 6-2 ergeben.

$$FCI_{St} = SEK_{St} \cdot 1,18 + SEK_{St} \cdot 0,5 \qquad \text{Gl. 6-2}$$

Mit:  $FCI_{st}$  = Fixed Capital Investment Stack inklusive Faktoren gemäß Tabelle 3-1,  $SEK_{st}$  = Selbstkosten Stack.

Für die Preisbildung werden auf die *Fixed Capital Investments* des Stacks eine Gewinnmarge von 20 % aufgeschlagen und anschließend um 19 % Umsatzsteuer erweitert, um einen Verkaufspreis mit Gleichung 6-3 zu erhalten.

$$VPr_{St} = FCI_{St} \cdot 1, 2 \cdot 1, 19$$
Gl. 6-3

Mit:  $FCI_{St}$  = Selbstkosten Stack in  $\in$ ,  $VPr_{St}$  = Verkaufspreis in  $\in$ .

Um den Anlagenbetrieb der ersten Monate zu finanzieren, muss vom Betreiber des Elektrolyseurs noch das *Working Capital* berücksichtigt werden. Hierdurch ergeben sich die *Total Capital Investment* (Gleichung 6-4).

$$TCI_{St} = \frac{VPr_{St}}{f_{WC}}$$
Gl. 6-4

Mit:  $TCI_{st} = Total Capital Investment Stack in \in, VPr_{st} = Verkaufspreis in \in, f_{WC} = Faktor zur Berücksichtigung des Working Capitals, hier 0,95.$ 

Aus den Stückkosten (Selbstkosten pro Komponente) der einzelnen Komponenten können bei Kenntnis der aktiven Fläche die Kosten pro Quadratmeter aktiver Fläche ermittelt werden. Für die Materialeinzelkosten werden die recherchierten Kostenkurven aus Kapitel 4 verwendet. Durch Multiplikation der Zykluszeit mit dem Maschinenstundensatz ergeben sich aus Gleichung 6-5 die maschinenabhängigen Kosten.

$$MGK = ZZ \cdot MSS \qquad \qquad \text{Gl. 6-5}$$

Mit: MGK = Maschinenabhängige Gemeinkosten in  $\in$ , ZZ = Zykluszeit pro Komponente in h, MSS = Maschinenstundensatz in  $\in h^{-1}$ .

Die Maschinenstundensätze wurden bereits in Abschnitt 5.7 eingeführt. Materialeinzelkosten und Zykluszeiten können bestimmt werden, wenn die Dimensionen der einzelnen Stack-Komponenten bekannt sind. Eine Diskussion der angenommenen geometrischen Maße und Zykluszeiten in dieser Arbeit erfolgt im nächsten Abschnitt.

### 6.1.1 Dimensionierung der Stack-Komponenten

Für die Bestimmung der Materialeinzelkosten, wird in dieser Arbeit eine Dimensionierung der Stack-Komponenten durchgeführt. Diese Dimensionierung dient dazu, die Abmaße der Stack-Komponenten festzulegen. Hierdurch können der Materialbedarf der einzelnen Komponenten und somit die Materialeinzelkosten bestimmt und die Kostenrechnung durchgeführt werden. Die Materialeinzelkosten berechnen sich dann aus der Masse einer Komponente und den spezifischen Materialkosten. Eine wichtige Kenngröße für die Dimensionierung eines Stacks ist das Verhältnis von Aktiv- zur Gesamtfläche eines Stacks. Die aktive Fläche wird in dieser Arbeit auf 3000 cm<sup>2</sup> festgelegt. Diese Dimension ist nach Kenntnisstand des Autors die größte in der Entwicklung befindliche aktive Fläche [vgl. 168].

Zusätzlich zur aktiven Fläche muss jedoch noch Fläche für die Medienzufuhr, die Medianabfuhr und für die Dichtung bereitgestellt werden. Diese Fläche wird in dieser Arbeit als passive Fläche bezeichnet und ist für den reibungslosen Betrieb der Zelle essenziell wichtig. Die Summe von aktiver Fläche und passiver Fläche ergibt die gesamte Komponentenfläche. Das Verhältnis zwischen aktiver Fläche und der Gesamtfläche geht als dreiecksverteilte Zufallsvariable in die Kostenberechnung ein und ist für die jeweiligen Komponenten in Tabelle 6-2 aufgelistet.

Tabelle	6-2:	Angenommene	Verhältnisse	zwischen	aktiver	Fläche	und	Gesamtfläche	in	dieser
Arbeit.										

Kenngröße	Ungünstiger Fall	Basis Fall	Optimistischer Fall
Verhältnis Aktive Fläche/Gesamtfläche Für BPP, MEA und Isolationsplatte	0,42	0,6	0,78
Verhältnis Aktive Fläche/Gesamtfläche Für Endplatten	0,36	0,5	0,56

Wie Tabelle 6-2 zu entnehmen ist, variieren in Abhängigkeit der Komponente die Verhältnisse. Für die Endplatte ergeben sich andere Werte als für die Bipolarplatte, die Membran-Elektroden-Einheit und der Isolationsplatte, da bei der Endplatte zusätzlich Fläche für die Bohrungen der Zuganker eingeplant werden muss. Nachfolgend wird anhand Abbildung 6-2 erläutert, wie es zu diesen Werten kommt.

In der Abbildung sind zum einen der ungünstigste Fall (Fall A) und zum anderen der Basis Fall (Fall B) dargestellt. Die aktive Fläche von 3000 cm<sup>2</sup> wird in beiden Fällen als quadratisch angenommen wodurch sich äußere Maße von 55 x 55 cm<sup>2</sup> ergeben. Zu dieser Höhe von 55 cm werden im ungünstigen Fall weitere 3,5 cm hinzugerechnet, die als Einlaufbereich für die Verteilung des Wassers in die Bipolarplatte vorgesehen werden. Das Wasser gelangt über eine 10 cm (Durchmesser) große Öffnung in die Zelle. Zur Abdichtung der Medien wird eine Breite der Dichtungsnut von 1 cm angenommen.





Abbildung 6-2: Schematische Darstellung der Dimensionen der Stack-Komponenten und der Verhältnisse zwischen aktiver Fläche und Gesamtfläche im ungünstigen Fall (Fall A oberer Hälfte der Abbildung) und im Basisfall (Fall B untere Hälfte der Abbildung).

Aus diesen Werten ergibt sich die Höhe von Bipolarplatte (BPP), MEA, Rahmen und Isolationsplatte zu 84 cm. Wenn diese Komponenten quadratisch ausfallen sollen, dann ergibt sich für diese Komponenten ein Verhältnis von aktiver Fläche zur Gesamtfläche von 0,42, welches dem ungünstigen Fall entspricht (Gl. 6-6).

$$\left(\frac{A_{Akt}}{G_{Fl}}\right)_{Ungünstig: BPP, MEA, Rahmen; Isolation} = \frac{3000}{84 \cdot 84} = 0,42$$
 Gl. 6-6

Mit:  $A_{Akt}$  = Aktive Fläche in m<sup>2</sup>,  $G_{Fl}$  = Gesamtfläche in m<sup>2</sup>

In die Endplatten müssen noch Bohrungen für Zuganker angebracht werden. Als Durchmesser für die Bohrungen werden 2 cm angenommen. Der Abstand der Bohrungen von der äußeren Kante der Bipolarplatte und den restlichen Komponenten wird mit 0,5 cm angenommen. Dieser Abstand wird benötigt, um einen direkten Kontakt von Zugankern mit der Bipolarplatte zu verhindern, wodurch ein Kurzschluss unterbunden wird. Der Abstand der Zuganker zur äußeren Kante der Endplatte wird auf 1 cm festgelegt. Daher addieren sich zu den äußeren Dimensionen der Bipolarplatte noch insgesamt 7 cm (2 x 3,5 cm), wodurch sich die Höhe der Endplatte zu

91 cm ergibt. Wenn die Endplatte quadratisch ausgelegt werden soll, dann ergibt sich für diese Komponente im ungünstigen Fall ein Verhältnis von 0,36 (Gl. 6-7).

$$\left(\frac{A_{Akt}}{G_{Fl}}\right)_{Ung\"unstig:\ Endplatte} = \frac{3000}{91 \cdot 91} = 0,36$$
Gl. 6-7

Im Basisfall reduzieren sich die Breite der Bipolarplatten und der Endplatten, weil die Medienzufuhr, die Medienabfuhr und der Einlaufbereich nur über die Stirnfläche bewerkstelligt werden müssen. Daher erhöht sich das Verhältnis von aktiver Fläche zur Gesamtfläche im Basisfall für die Bipolarplatte auf 0,60 (GI. 6-8).

$$\left(\frac{A_{Akt}}{G_{Fl}}\right)_{Basisfall: BPP, MEA, Rahmen; Isolation} = \frac{3000}{84 \cdot 59} = 0,60$$
Gl. 6-8

Bei der Endplatte erhöht sich das Verhältnis im Basisfall auf 0,5 (Gl. 6-9).

$$\left(\frac{A_{Akt}}{G_{Fl}}\right)_{Basisfall:\ Endplatte} = \frac{3000}{91 \cdot 66} = 0,5$$
 Gl. 6-9

Durch die oberen Grenzen in Tabelle 6-2, sollen zusätzliche Optimierungspotenziale berücksichtigt werden. Um die Masse einer Komponente zu bestimmen, muss die Gesamtfläche einer Komponente mit der Dicke und der Dichte eines Materials und multipliziert werden. Durch Multiplikation der Masse mit den Materialkosten ergeben sich die Materialeinzelkosten (Gl. 6-10).

$$MEK = \rho \cdot G_{Fl} \cdot d \cdot MK \qquad \qquad \text{GI. 6-10}$$

Mit: *MEK* = Materialeinzelkosten in  $\in$ ,  $G_{FI}$  = Gesamtfläche in m<sup>2</sup>, d = Dicke in m, *MK* = Materialkosten aus Kapitel 4,  $\rho$  = Materialdichte in kg·m<sup>3</sup>.

Für die Materialeinzelkosten werden die Daten aus Kapitel 4 verwendet. Eine Übersicht der gewählten Komponentendicken gibt Tabelle 6-3.

Die Materialeinzelkosten gehen ebenfalls als dreiecksverteilte Zufallsvariable in die Berechnung ein. Da die Materialeinzelkosten, das Flächenverhältnis und der Kostenaufschlagfaktor als dreiecksverteilte Zufallsvariable in die Berechnung eingehen, bildet das Ergebnis der Kostenfunktion eine Verteilung. Hierauf wird in Abschnitt 6.1.3 eingegangen. Eine Übersicht der gewählten Grenzen für die Materialeinzelkosten und der Beladungen gibt Tabelle 6-4. Durch den optimistischen Fall und ungünstigen Fall sollen Kostenschwankungen und Entwicklungen in der Forschung berücksichtigt werden. In die Kosten von Edelstahl- und Titanblechen mit einer Kohlenstoffbeschichtung, wurde zur Berücksichtigung dieser Beschichtung ein Kostenaufschlag von  $3 \in kg^{-1}$  angenommen. Die Kosten für die Polyphenylensulfid-Platten und das Trägermaterial der Membran wurden ebenfalls angenommen. Für die Zykluszeiten der einzelnen Komponenten gelten die in Tabelle 6-5 gelisteten Annahmen. Die in Tabelle 6-5 aufgeführten Werte sollen die tatsächlich erwartbaren Bezugskosten der Materialien für den Hersteller der Stack-Komponenten am Markt (Warenwert) widerspiegeln.

Komponente	Parameter	Einheit	Wert
Endplatten	Dicke	m	0,08
Isolationsplatte	Dicke	m	0,02
Stromverteilerplatte	Dicke	m	0,02
Bipolarplatten	Dicke	m	0,0002
Rahmen	Dicke	m	0,002
Gasdiffusionsschicht Anode	Dicke	m	0,0005
Gasdiffusionsschicht Kathode	Fläche	m²	0,3
Membran	Dicke	μm	50

Tabelle 6-3: Übersicht zu den angenommen Komponentendicken in dieser Arbeit.

Material	Kommentar	Einheit	Optimistischer Fall	Basis Fall	Ungünstiger Fall
Edelstahlblech	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	3	3,52	4,52
Edelstahl mit Kohlenstoff beschichtet	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	6	7,04	7,52
Stahl	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	0,45	0,5	0,9
PPS Platten	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	35	45	50
PPS Granulat	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	2,8	8	10
Kupfer	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	8	12	14
Titanblech	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	15,5	16	21
Titanblech einseitig Kohlenstoff beschichtet	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	18,5	19	24
Titanpulver	Abnahmemenge >1000 kg	€·kg⁻¹	50	55	65
Nafion®	Abnahmemenge >10000 kg	€·kg⁻¹	95	105	110
Trägermaterial Membran	Abnahmemenge >10000 m	€·m⁻¹	40	45	55
Toray	Abnahmemenge > 100000 m <sup>2</sup>	€·m <sup>-2</sup>	50	57	62
Platin	Abnahmemenge >1000 g	€·g⁻¹	50	55	65
Iridium	Abnahmemenge >1000 g	€·g⁻¹	50	55	65

Tabelle 6-	4: Übersicht	zu den	angenommenen	Materialeinzelkosten	und	Beladungen	in	dieser
Arbeit. An	nahmen basi	eren auf	den Erläuterunge	n aus Kapitel 4 und 5.				

### Beladungen

Material	Einheit	Optimistischer Fall	Basis Fall	Ungünstiger Fall
Platinkatalysator	mg∙cm-²	0,1	0,3	0,8
Iridiumkatalysator	mg∙cm <sup>-2</sup>	0,25	0,5	0,8

Komponente	Zyklus- zeiten min∙Stück⁻¹	Stückzahl bei 3520 h pro Maschine	Anzahl Stacks bei 100 Zellen pro Stack	Anzahl Komponente für errechnete Stack Menge
MEA	1	212000		212000
Rahmen	1	212000	2112	424000 (zwei Rahmen pro Zelle)
Komponente	Zyklus- zeiten min∙Stück⁻¹	Stückzahl bei 3520 h pro Maschine	Anzahl Stacks bei 100 Zellen pro Stack	Anzahl Komponente für errechnete Stack Menge
GDL <sub>An</sub>	1	212000		212000
GDL <sub>Ka</sub>	1	212000	_	212000
BPP: Formen Pro Beschichtungs- schritt	1	212000	2112	212000
Endplatte, Stromverteiler, Isolationsplatte	Fertigungs Rechner [13	zeiten basierer 36] und Meusel [137].	4224	

Tabelle 6-5: Übersicht zu den angenommen Zykluszeiten in dieser Arbeit.

Die Zykluszeiten aus Tabelle 6-5 wirken sehr hoch angesetzt, jedoch muss berücksichtigt werden, dass die gewählten Zelldimensionen ebenfalls sehr groß angenommen wurden. Die Zykluszeit des Rahmens ist auf Basis einer Expertengesprächs mit der Industrie gewählt worden [169]. Um die Zykluszeit des Rahmens im Expertengespräch abzuschätzen, wurden die äußeren Dimensionen des Rahmens vom Autor auf ungefähr 0,8 x 0,5 m<sup>2</sup> und die Dicke des Rahmens auf 2 mm gesetzt. Vom Experten wurde die Zykluszeit mit Hilfe einer Simulation mit ungefähr 60 s abgeschätzt [169]. Detaillierte Erläuterungen zu den gewählten Zykluszeiten befinden sich in den jeweiligen Berechnungsblättern der einzelnen Komponenten im Anhang. Aus den Zykluszeiten lässt sich bei der Annahme, dass ein Stack aus 100 Zellen besteht, die jährlich resultierende Stack-Zahl zu 2112 berechnen. Im nächsten Abschnitt wird anhand der Endplatte beschrieben, wie mit den getroffenen Annahmen die Selbstkosten für diese Komponente bestimmt wird.

### 6.1.2 Berechnung der Selbstkosten am Beispiel der Endplatte

Mit der Festlegung der Dimensionen der einzelnen Komponenten im ersten Schritt des Produktionsmodells, kann die Berechnung der Selbstkosten einer Komponente erfolgen. In diesem Kapitel wird dieses Vorgehen exemplarisch anhand der Endplatte (vgl. Tabelle 6-6) diskutiert. Die Berechnungen für alle anderen Komponenten und den jeweiligen Alternativen befinden sich mit den Erläuterungen im Anhang (ab Kapitel 10) dieser Arbeit.

Fertigungsschritte Endplattenherstellung					
1. Schritt: Endplatte in Form schn	eiden				
Kenngröße	Einheit	Wert			
a) Dicke Endplatte	m	0.08			
b) Umfang	m	2.95			
c) Schnittkosten Plasma (Funktion der Dicke) [136]	€	9.80			
d) Schneidegeschwindigkeit Plasma [136]	mm∙min <sup>-1</sup>	373.25			
e) Schneidezeit pro Bauteil	h	0.13			
f) Mögliche Stückzahl bei 2-Schichtbetrieb	n	26684.2			
2. Schritt: Endplatte plan fräsen und Bohrungen	für Zuganke	er einbringe	n		
g) Fertigungszeit M20 Bohrung [137]	mm∙min <sup>-1</sup>	0.3			
h) Anzahl Bohrungen	/	40			
i) Dicke Endplatte	m	0.08			
j) Gesamte Bohrzeit	h	0.18			
k) Vorschub Fräse [137]	m∙h⁻¹	79.45			
I) Breite Fräskopf	m	0.05			
m) Fräszeit eine Seite	h	0.010			
n) Fräszeit+Bohrzeit+Schneidzeit	h	0.33			
o) Jahresstunden bei 2 Schichtsystem	h	3520			
p) Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	n	10645			
q) Masse Platten bei n Stück	kg	3363824			
r) Maschinenstundensatz Fräsen/Bohren [79]	€·h⁻¹	60	ļ		
s) Maschinenstundensatz Schneiden [136]	€·h-1	43			
t) Anzahl Iterationen Monte-Carlo	n	100000			
u) Spezifische Materialkosten bei Menge	€·kg <sup>-1</sup>	0.45	0.5	0.9	
v) Kostenaufschlagsfaktor KAF		0.5	0.7	0.75	
w) Stück pro Stack	n	2	J		

Tabelle 6-6: Eingabe- (blau) und Ausgabeparameter (grün) für die Endplattenfertigung für unlegierten Stahl.

Im Exceldatenblatt der Endplatte, vgl. Tabelle 6-6 lassen sich die Dicke der Endplatte, die Anzahl der Bohrungen für die Zuganker, der Durchmesser der Zuganker, der Durchmesser des Fräskopfes, der Maschinenstundensatz für die Fräse sowie die Fräsgeschwindigkeit eingeben. Berechnet werden unter anderem die Schnittkosten, die Schnittzeit, die Fräskosten, die Fräszeit,

die Materialeinzelkosten und die Selbstkosten. Auf die einzelnen Zeilen aus Tabelle 6-6 wird im Folgenden eingegangen

Zu a) Dicke der Endplatte. Es können Dicken zwischen 1 bis 10 cm eingegeben werden.

Zu b) Umfang der Endplatte: Der Umfang der Endplatte ist notwendig, um die Schnittkosten in Euro pro Meter zu ermitteln. Der Umfang berechnet sich über Gleichung 6-11.

$$U = 4 \cdot \sqrt[2]{(A_{\text{Akt}} / v_{\text{End}})}$$
 6-11

Mit: U = Umfang in m,  $A_{Akt}$  = Aktive Fläche in m<sup>2</sup>,  $v_{End}$  = Verhältnis zwischen aktive Fläche und Gesamtfläche für die Endplatte.

Zu c) Schnittkosten: Für die Berechnung der Schnittkosten muss in die Schnittkostenfunktion die Dicke der Endplatte eingegeben werden. Der berechnete Wert aus der Schnittkostenfunktion wird mit dem Umfang der Endplatte multipliziert. Die Schnittkostenfunktion und die resultierenden Schnittkosten basieren auf den Hifas-Rechner [136] und sind in Excel hinterlegt. Als Schneideverfahren wurde das Plasmaschneiden gewählt, weil es niedrigere Kosten und schnellere Verarbeitung ermöglicht [136].

$$SK = Schnittkostenfunktion(Dicke) \cdot U$$
 Gl. 6-12

Mit: *SK* = *Schnittkosten* in €, *Dicke* in m.

Zu d) Schneidegeschwindigkeit: Die Schneidegeschwindigkeit ist abhängig vom Material, der Dicke der Komponente und vom Schneidverfahren. Die Schneidegeschwindigkeiten basieren auf den Hifas-Rechner [136].

Zu e) Schneidezeit: Die Schneidezeit (SCZ) berechnet sich aus dem Quotienten des Umfanges und der Schneidegeschwindigkeit (SCG), vgl. Gleichung 6-13.

$$SCZ = U/SCG$$
 GI. 6-13

Zu f) Möglich Stückzahl bei 2-Schichtbetrieb (siehe o) und p))

Zu g) Geschwindigkeit Bohrung M20-Gewinde: Für den Durchmesser der Zuganker wurden M20 Bohrungen angenommen. Die Geschwindigkeit des Bohrers basiert auf einen freizugänglichen Rechner der Firma Meuseburger und sind materialspezifisch gewählt worden [137].

Zu h) Anzahl der Bohrungen: Anzahl der gewünschten Bohrungen in der Endplatte

Zu j) Gesamte Bohrzeit: Berechnung der Bohrzeit für die gewünschten Bohrungen in der Endplatte, vgl. Gleichung 6-14.

$$Bohrzeit = \frac{Dicke \ Endplatte}{Geschwindigkeit \ der \ Bohrung} \cdot Anzahl \ der \ Bohrungen \qquad Gl. 6-14$$

Zu k) Vorschub Fräse: Geschwindigkeit des Fräskopfes durch das zu verarbeitende Material. Die Geschwindigkeit des Vorschubs basieren auf einen freizugänglichen Rechner der Firma Meuseburger und sind materialspezifische gewählt worden [137].

Zu I) Breite Fräswerkzeug

Zu m) Fräszeit: Für die Berechnung der Fräszeit wird angenommen, dass 3 mm des Materials abgetragen werden. Die Fräszeit ergibt sich aus dem Quotienten des abgetragenen Volumens und dem Produkt aus Fräsgeschwindigkeit und der Oberfläche des Fräskopfes. Durch Multiplikation der Fräszeit mit dem Maschinenstundensatz der Fräse ergeben sich die Maschinenkosten.

$$Fr_{Zeit} = 2 \cdot \frac{A_{Akt}}{v_{End}} \cdot \frac{ET_{Fr}}{\pi \cdot r^2 \cdot V_{Fr}}$$
Gl. 6-15

$$Fr_{Kos} = Fr_{Zeit} \cdot MS_{Fr}$$
 Gl. 6-16

Mit:  $Fr_{Zeit}$  = Fräszeit in h:  $A_{Akt}$  = Aktive Fläche in m<sup>2</sup>,  $v_{End}$  = Verhältnis zwischen Aktive Fläche und Gesamtfläche für die Endplatte,  $ET_{Fr}$  = Materialabtrag durch Fräse (3 mm), r = Radius der Fräse,  $V_{FR}$  = Vorschub Fräse m·h<sup>-1</sup>,  $MS_{Fr}$  = Maschinenstundensatz der Fräse in  $\in$  h<sup>-1</sup>.

Zu n) Fräszeit + Bohrzeit + Schneidezeit = Zykluszeit: Aus der Fräszeit, Bohrzeit und Schneidzeit ergibt sich die gesamte Bearbeitungsdauer pro Endplatte.

Zu o) Jahresstunden bei einem Zweischichtbetrieb. Dieser Wert ergibt sich bei der Annahme, dass an 220 Tagen im Jahr zwei Schichten á acht Stunden pro Tag gefahren werden.

Zu p) Mögliche Stückzahl bei 2 Schichtbetrieb: Dieser Wert ergibt sich aus dem Quotienten der Jahresstundenzahl der Fertigung und der Zykluszeit pro Bauteil. Aus der Zykluszeit und den maschinenabhängigen Gemeinkosten, können die fixen Kosten pro Bauteil bestimmt werden.

Zu q) Masse Platten bei n Stück: Durch die Berechnung der möglichen zu produzierenden Stückzahl an Endplatten in einem Jahr, kann der gesamte benötigte Materialbedarf berechnet werden, vgl. Gleichung 6-17.

$$Materialbedarf = Anzahl Platten \cdot Masse einer Platte$$
Gl. 6-17

Zu r) und s) Maschinenstundesätze der Fräse und der Schneidanlage:

Zu t) Monte-Carlo Iterationen: Für eine Monte-Carlo-Simulation kann die Anzahl der gezogenen Zufallsvariablen eingegeben werden. Die Ergebnisse der Monte-Carlo Simulation werden in ein Excel-Datenblatt eingefügt.

Zu u) Spezifische Materialkosten: In dieser Zeile werden mit dem ermittelten Materialbedarf, die erwartbaren spezifischen Materialkosten aus den erstellten Materialkostenkurven berechnet. Der resultierende Materialpreis geht als dreiecksverteilte Zufallsvariable in die Berechnung ein.

Zu v) Kostenaufschlagfaktor (vgl. Gleichung 6-1 in Abschnitt 6.1)

Zu w) Benötigte Komponentenanzahl für einen Stack aus 100 Zellen

Die Selbstkostenfunktion der Endplatte (Gl. 6-18), setzt die sich aus den Zeilen a) bis v) ergibt

$$SEK_{End} = \left(\rho_{End} \cdot d_{End} \cdot \frac{A_{Akt}}{v_{End}} \cdot MP + SK \cdot 4 \cdot \sqrt[2]{\frac{A_{Akt}}{v_{End}}} + \left(2 \cdot \frac{A_{Akt}}{v_{End}} \cdot \frac{ET_{Fr}}{\pi \cdot r^2 \cdot V_{Fr}} + \frac{d_{End}}{v_{Bohr}} \cdot n_{Bohr}\right) \cdot MS_{Fr}\right) \cdot \frac{1}{KAF}$$
GI. 6-18

Um die größten Einflussfaktoren auf die Kosten zu ermitteln, wird eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, in der die Materialkosten, das Verhältnis Flächenverhältnis und der Kostenaufschlagfaktor im Vergleich zum Basisfall um ±20 % variiert werden. Bei der Endplatte wird zudem die angenommene Dicke variiert.

### 6.1.3 Monte Carlo-Simulation

Bei der Berechnung der Selbstkosten sind aufgrund der Datenlage Annahmen bei den Materialkosten, den Beladungen und dem Flächenverhältnis getroffen worden. Diese Annahmen wurden auf Basis der recherchierten Informationen in Kapitel 3, Kapitel 4 und Kapitel 5 getroffen. Für jede dieser Größen wurden ein ungünstiger, ein Basis- und ein optimistischer Fall angenommen, die als dreiecksverteilte Wahrscheinlichkeitsverteilung in die Selbstkostenrechnung mittels Monte Carlo-Simulation eingehen. Eine schematische Darstellung der Monte Carlo-Simulation kann Abbildung 6-3: entnommen werden. Gemäß dieser Abbildung werden bei der Monte Carlo-Simulation aus den vorgegebenen Verteilungen tausendfach iterativ Zufallswerte gezogen und für die Selbstkostenermittlung miteinander verrechnet [170]. Das Ergebnis dieser Berechnungen ist ebenfalls eine Verteilungsfunktion. Der Quellcode [171] der Monte Carlo-Simulation befindet sich im Anhang (Abschnitt 10.14) dieser Arbeit.



Abbildung 6-3: "Methodik der Monte Carlo-Simulation." Abbildung entnommen aus [45 S. 162].

### 6.2 BOP Kostenmodell

Durch die Eingabe einer Polarisationskurve sowie der Vorgabe der gewünschten Wasserstoffproduktionsmenge in Kilogramm pro Tag, werden mit Gleichung 6-19 für den Spannungsbereich von 1,5 V bis 1,8 V die erforderlichen Zellen für einen Elektrolyseur berechnet.

$$ZA = PM \cdot \left(\frac{i \cdot ZF \cdot t \cdot M}{z \cdot F \cdot 1000} \cdot 24\right)^{-1}$$
Gl. 6-19

Mit: ZA = Zellanzahl, PM = Produktionsmenge in kg·d<sup>-1</sup>, i = Stromdichte in A·cm<sup>-2</sup>, ZF = Aktive Zellfläche in cm<sup>2</sup> in dieser Arbeit 3000 cm<sup>2</sup>, t = 3600 s·h<sup>-1</sup>, z = Anzahl Ladungsträger, F = Faraday-Konstante A·s·mol<sup>-1</sup>, 1000 ist der Umrechnungsfaktor von Gramm zu Kilogramm, 24 ist der Umrechnungsfaktor von Stunden zu Tagen, M = Molare Masse in g·mol<sup>-1</sup>.

Hierdurch soll bei der Auslegung des Elektrolyseurs der Einfluss der Effizienz auf die Investitionen und die erforderliche Zellzahl eines Stacks berücksichtigt werden. In dieser Arbeit wird angenommen, dass ein Elektrolyseur 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag produziert. Größere Produktionsmengen werden durch Erhöhuna der Modulzahl erreicht. Die Peripheriekomponenten werden für die jeweiligen Betriebspunkte im Spannungsbereich zwischen 1,5 V und 1,8 V ausgelegt. Für die Berechnung des Kapitalbedarfs von Pumpen, Gas-Wasser-Separatoren, Wärmetauscher und Verdichter wird die Bauteilkostenmethode von Turton [63] verwendet, die in Abschnitt 3.3.2 im Detail eingeführt wurde. Damit das Vorgehen von Turton verwendet werden kann, müssen die Peripheriekomponenten entsprechend den Betriebsbedingungen dimensioniert werden. Für Kompressoren sowie Pumpen müssen die Leistung in Kilowatt, für Wärmetauscher die Fläche in Quadratmeter und für Behälter das Volumen berechnet werden. Weiterhin wird angenommen, dass die Peripherie-Komponenten vom Elektrolyseur-Hersteller von Zulieferern bezogen und beim Weiterkauf mit 5 % Gewinnaufschlag versehen werden. Eine Darstellung der System-Komponenten, die in der Kostenberechnung untersucht werden, gibt Abbildung 6-4.



Abbildung 6-4: Darstellung der Komponenten, deren Effizienzen und die Betriebsparameter, die in dieser Arbeit untersucht bzw. angenommen werden.

### 6.2.1 Zirkulationspumpen

Aufgabe der Umwälzpumpen ist es, dass für die Wasserstofferzeugung und für die Wärmeabfuhr notwendige Wasser im Elektrolyseur zu zirkulieren. Für die Auslegung und Berechnung des Investitionsbedarfs der Zirkulationspumpen ist es notwendig den Leistungsbedarf einer Pumpe zu berechnen. Der Leistungsbedarf einer Pumpe in Kilowatt lässt sich über Gleichung 6-20 [172 S. 23, 173, 174 S. 11] berechnen.

$$P = \frac{\dot{F} \cdot \rho \cdot g \cdot H_{\rm A}}{\eta_{\rm Pumpe}} \cdot 10^{-3}$$
Gl. 6-20

Mit: P = Leistungsbedarf Pumpenwelle in kW,  $\dot{F}$  = Förderstrom in m<sup>3</sup>·s<sup>-1</sup>,  $\rho$  = Dichte in kg·m<sup>-3</sup>, g = Erdbeschleunigung in m·s<sup>-2</sup>,  $H_A$  = Förderhöhe in m,  $\eta_{Pumpe}$  = Wirkungsgrad.

Entsprechend Gleichung 6-20 sind für die Berechnung des Leistungsbedarfs der Förderstrom, der Wirkungsgrad, die Förderhöhe sowie die Dichte des Fördermediums erforderlich. Der Förderstrom  $\dot{F}$  setzt sich aus dem in der in der Reaktion umgesetzten Volumenstrom und dem für die Abfuhr der Abwärme notwendigen Volumenstrom zusammen, vgl. Gleichung 6-21.

$$\dot{F} = \dot{V}_{\text{H2O,Umgesetzt}} + \dot{V}_{\text{H2O,Abwärme}}$$
 Gl. 6-21

Die in der Reaktion zu Wasserstoff und Sauerstoff umgesetzte Wassermenge lässt sich mittels Gleichung 6-22 berechnen.

$$\dot{V}_{\text{H2O,Umgesetzt}} = \dot{V}_{\text{H2}} \cdot 9 = \frac{A \cdot I \cdot t \cdot M_{\text{H2}}}{z \cdot F \cdot \rho_{\text{H2}}} \cdot 10^{-3} \cdot 9$$
 GI. 6-22

Mit:  $\dot{m}_{H2}$  = produzierte Wasserstoffmenge in kg·h<sup>-1</sup>, A = gesamte Elektrodenfläche des Elektrolyseurs in cm<sup>2</sup>, I = Stromdichte A·cm<sup>-2</sup>, t = Zeit in s·h<sup>-1</sup>, M = molare Masse Wasserstoff in g·mol<sup>-1</sup>, z = Ladungsträger, F = Faraday-Konstante in A·s·mol<sup>-1</sup>.

Der für die Abfuhr der Abwärme notwendige Volumenstrom, die infolge von Effizienzverlusten im Stack entsteht, lässt sich mittels Gleichung 6-23 berechnen.

$$\dot{V}_{\rm H2O,Abwärme} = \frac{\dot{Q}}{c_{\rm p,H2O} \cdot (T_{\rm Stack,Ausgang} - T_{\rm Stack,Eingang}) \cdot \rho_{\rm H2O}} \qquad GI. \ 6-23$$

Mit:  $\dot{Q}$  = Wärmestrom in kW,  $c_{\rho,H20}$  = spezifische Wärmekapazität in J·kg<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup>, *T* = Temperaturen am Stackein- und ausgang in K,  $\rho_{H20}$  = Dichte Wasser in kg·m<sup>-3</sup>.

Der Pumpenwirkungsgrad wird mit 0,8 angenommen [172 S. 23]. Für die abschließende Berechnung der Pumpenleistung muss die Förderhöhe der Anlage bestimmt werden [175 S. 34-35]. Die Förderhöhe der Anlage setzt sich entsprechend Gleichung 6-24 aus der Summe des statischen Drucks ( $H_{stat}$ ), der Höhendifferenz ( $H_{geo}$ ), der dynamischen Förderhöhe ( $H_{dyn}$ ) und den Anlagenverlusten ( $H_v$ ) zusammen [175 S. 34-35]. Im Fall von Umwälzsystemen sind nur die Anlagenverluste ausschlaggebend [175 S. 34], wodurch Gleichung 6-24 vereinfacht werden kann zu Gleichung 6-25.

$$H_{\rm A} = H_{\rm stat} + H_{\rm geo} + H_{\rm dyn} + H_{\rm V} \qquad \qquad \text{Gl. 6-24}$$

$$H_{\rm A} = H_{\rm V}$$
 (Bei Umwälzsystemen) Gl. 6-25

Anlagenverluste werden durch den Stack, den Wärmeübertrager, den Ionentauscher, den Rohrleitungen und Armaturen verursacht. Die Berechnung der Druckhöhenverluste von Armaturen erfolgt über Gleichung 6-26 [174 S. 22], die um den Sicherheitsfaktor S erweitert wurde.

$$H_{\rm V} = \zeta \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot S == \zeta \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot 2 \qquad \qquad \text{Gl. 6-26}$$

Mit:  $H_V$  = Anlagenverluste in m,  $\zeta$  = Verlustbeiwert, v = Strömungsgeschwindigkeit in m·s<sup>-1</sup>, g = Erdbeschleunigung in m·s<sup>-2</sup>, S = Sicherheit mit S = 2.

Für den Verlustbeiwert von Filtern kann ein Wert von 2,8 verwendet werden [174 S. 23]. Dieser Wert gilt für Filter mit Nenndurchmessern des Anschlussquerschnitts zwischen 40 bis 300 mm [174 S. 23]. Dieser Wert wird angenommen, um Druckverluste durch den Ionenaustauscher zu berücksichtigen. Der Sicherheitsfaktor S wird mit zwei angenommen, um die Verluste infolge der restlichen Anlagenperipherie (Stack, Wärmeübertrager, Rohrleitungen und Armaturen) zu berücksichtigen. Zusätzlich wird angenommen, dass pro Kreislauf nur eine Pumpe eingesetzt wird.

### 6.2.2 Wärmeübertrager

Wärmetauscher im Anoden- und Kathodenkreislauf sind bei der PEM-Elektrolyse notwendig, um die erzeugte Reaktionswärme infolge von Effizienzverlusten im Stack aus dem Elektrolyseur abzuführen. Aus verfahrenstechnischer bzw. wärmetechnischer Sicht ist es sinnvoll, die Wärmetauscher im Rücklauf der Gas-Wasser Separatoren zu installieren, da ansonsten im Vorlauf ein Gas-Wasser Gemisch den Wärmetauscher passieren würde. Dies wäre nachteilig für den Wärmetauscher ist es notwendig, die Wärmeaustauschfläche zu berechnen. Die Berechnung der Wärmeaustauschfläche erfolgt in dieser Arbeit mit dem VDI-Wärmeatlas. Die Wärmeaustauschfläche eines Wärmetauschers lässt sich mittels Gleichung 6-27 [176 Ca 2] berechnen:

$$A = \frac{\dot{Q}}{k \cdot \Delta T_{\log}}$$
 Gl. 6-27

Mit: A = Wärmeaustauschfläche in m<sup>2</sup>,  $\dot{Q}$  = Wärmefluss in W [176 Ca 1], k = Wärmedurchgangskoeffizient in W·m<sup>-2</sup>·K<sup>-1</sup> [176 Ca 1 und Cc1],  $\Delta T_{log}$  = Logarithmische Temperaturdifferenz in K [176 Cc 7].

Die logarithmische Temperaturdifferenz wird mittels Gleichung 6-28 [176 Cc 7] berechnet.

$$\Delta T_{\log} = \frac{\Delta T_{a} - \Delta T_{b}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{a}}{\Delta T_{b}}\right)}$$
Gl.- 6-28

Mit:  $\Delta T_a$  und  $\Delta T_b$  = Temperaturdifferenzen an den jeweiligen Enden des Wärmetauschers [176vgl. Cc 7].

Für die Berechnung der logarithmischen Temperaturdifferenz müssen entsprechend Gleichung 6-28 die Temperaturen an den jeweiligen Enden eines Wärmetauschers beider Stoffströme bekannt sein, vgl. Abbildung 6-5.



### Abbildung 6-5: Temperaturen der Stoffströme am Wärmeübertrager. Wärmeübertrager im Gegenstromprinzip.

In den Wärmtauscher treten der aufgeheizte Wasserstrom aus dem Stack und das Kaltwasser ein. Die Ein- und Austrittstemperatur des Stacks basieren auf Erfahrungswerte des IEK-3 des

### 6 Methodik dieser Arbeit

Forschungszentrums Jülich. Diese Erfahrungen wurden an einem 100 kW Teststand gesammelt. Die Eintrittstemperatur des Kaltwassers von 15 °C entspricht ungefähr der Temperatur von Leitungswasser und Grundwasser in Deutschland [177, 178]. Diese Temperatur wird in Deutschland über das Jahr beibehalten, weil die Leitungen im Erdreich verlegt sind [177, 178]. Für Wärmedurchgangskoeffizienten von Rohrbündelwärmeaustauschern liefert der VDI-Wärmeatlas für unterschiedliche Übertragungsbedingungen Werte, vgl. Tabelle 6-7.

Tabelle	6-7:	Überschlägige	k-Werte	für	Rohrbündelverdampfer	für	unterschiedliche
Übertrag	ungsbe	dingungen. Entn	ommen au	s VDI	- Wärmeatlas [176 Cc 1].		

Bauart	Übertragungs	Übertragungsbedingungen Über	
Dauant	Rohrseite	Mantelseite	Wert / W⋅m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>
	Gas (~1 bar)	Gas (~1 bar)	5 bis 35
	Gas, Hochdruck (200 bis 300 bar)	Gas, Hochdruck (200 bis 300 bar)	150 bis 500
Pohrhündelverdampfer	Flüssigkeit	Gas (~1 bar)	15 bis 70
	Gas (~1 bar)	Flüssigkeit	15 bis 70
	Gas (200 bis 300 bar)	Flüssigkeit	200 bis 400
	Flüssigkeit	Flüssigkeit	150 bis 1200

Von den k-Werten aus Tabelle 6-7 ist der letzte Fall, rohr- und mantelseitig Flüssigkeit, für diese Arbeit relevant. Bei der Auslegung der Wärmetauscher wird analog zu Otto [179 S. 55] mit dem höchsten k-Wert gerechnet. Zur abschließenden Berechnung der Wärmeaustauschfläche muss der Wärmstrom Q ermittelt werden, der infolge von Effizienzverlusten im Elektrolyse-Stack entsteht. Der Wärmestrom kann in Abhängigkeit der Zellspannung bzw. Betriebsspannung, der Stromdichte, der aktiven Fläche und der Zellenanzahl über Gleichung 6-29 berechnet werden.

$$\dot{Q} = (U_{\text{Zelle}} - 1,48) \cdot A \cdot ZF \cdot n \qquad \text{Gl. 6-29}$$

Mit:  $\dot{Q}$  = Wärmestrom in W,  $U_{Zelle}$  = Zellspannung in V, A = Stromdichte in A·cm<sup>-2</sup>, ZF = Zellfläche in cm<sup>2</sup>, n = Zellenanzahl.

Aus Gleichung 6-27 bis 6-29 ergibt sich für die Wärmeaustauschfläche daher folgender Zusammenhang (Gl. 6-30):

$$A = \frac{\dot{Q}}{k * \Delta T_{\log}} = \frac{\left(1 - \frac{1.48}{U_{Zelle}}\right) * U_{Zelle} * A * F * n}{k * \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln\left(\frac{\Delta T_a}{\Delta T_b}\right)}}$$
Gl. 6-30

Bei der Berechnung des Wärmetauschers wird das Gegenstromprinzip angenommen. Eine Gleichstromführung ist im Hinblick auf die thermische Leistung ungünstig [176 Ca7, 180]. Zusätzlich wird angenommen, dass die erzeugte Abwärme jeweils zur Hälfte über den im Anodenkreislauf und zur anderen Hälfte über den in Kathodenkreislauf installierten Wärmeübertrager aus dem System abgeführt wird.

### 6.2.3 Verdichtung, Trocknung und Gas-Wasser-Separator

In Abhängigkeit von der Verwendung und dem Einsatz des produzierten Wasserstoffs nach der Erzeugung im Elektrolyseur, ist eine bedarfs- bzw. anwendungsgerechte Kompression des Wasserstoffs notwendig. Für die Kompression eines produzierten Gasmassenstroms von einem niedrigeren Druck  $p_1$  auf einen höheren Druck  $p_2$  muss von einem Verdichter eine Leistung *P* aufgebracht werden, die sich mit Gleichung 6-31 berechnen lässt [34]:

$$P = \frac{\kappa \cdot R_{\text{H2}} \cdot T_1}{(\kappa - 1) \cdot \eta} \cdot \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}} - 1 \right] \cdot \dot{m}_{\text{H2}}$$
Gl. 6-31

Mit: *P* = Leistung Verdichter in W,  $\kappa$  = Isentropen Exponent entnommen aus NIST [181],  $R_{H2}$  = spezifische Gaskonstante Wasserstoff in J·kg<sup>-1</sup>·K<sup>-1</sup>,  $T_1$  = Temperatur am Verdichtereingang in K,  $p_1$  = Eingangsdruck Verdichter in bar,  $p_2$  = Ausgangsdruck Verdichter in bar,  $\eta$  = Effizienz des Verdichters,  $\dot{m}_{H2}$  = Wasserstoff Massenstrom in kg·s<sup>-1</sup>.

Anhand der bisherigen Erkenntnisse in der Forschung und Entwicklung ist bei der Auslegung des Elektrolyseurs auf die Festlegung des Druckniveaus zu achten. Dies hat folglich Auswirkungen auf ökonomische Parameter, da bei einem Gleichdruckbetrieb beispielsweise neben dem Kathoden- auch der Anodenkreislauf auf Druck ausgelegt werden müssen. Entsprechend der gegenwärtig vorliegenden Erkenntnisse in der Literatur, wird in dieser Arbeit bei einem Differenzdruckbetrieb zwischen Kathode und Anode eine Differenz von 30 bar angenommen.

Die Selbstkosten für die Trocknungsanlage, die Deoxygenierungsanlage, die Wasseraufbereitung und die Spurengasanalytik werden mit 20 €/kW<sub>e</sub> abgeschätzt und basieren auf der PlanDelyKaD-Studie [7 S. 35].

$$SEK_{Tr,DeO,WA,SGA} = 20 \frac{\epsilon}{kW_e}$$
 Gl. 6-32

Mit:  $SEK_{Tr,DeO,WA,SGA}$  = Selbstkosten für die Trocknungsanlage (kurz Tr), die Deoxygenierungsanlage (kurz DeO), die Wasseraufbereitung (kurz WA) und die Spurengasanalytik (kurz SGA) in €.

Um Kosten entsprechend Tabelle 3-1 (Eventualverbindlichkeiten und Gebühren sowie Hilfseinrichtungen) zu berücksichtigen, wird Gleichung 6-32 analog zu Gleichung 3-21 erweitert, wodurch sich die *Fixed Capital Investments* für die Trocknungsanlage, die Deoxygenierungsanlage, die Wasseraufbereitung und die Spurengasanalytik nach Gleichung 6-33 ergeben.

$$FCI_{Tr,De0,WA,SGA} = 20 \frac{\epsilon}{kW_e} \cdot 1,18 + 0,5 \cdot 20 \frac{\epsilon}{kW_e}$$
Gl. 6-33

Mit:  $FCI_{Tr,DeO,WA,SGA}$  = Fixed Capital Investment für die Trocknungsanlage (kurz Tr), die Deoxygenierungsanlage (kurz DeO), die Wasseraufbereitung (kurz WA) und die Spurengasanalytik (kurz SGA) in  $\in$ .

Da angenommen wird, dass die Peripherie-Komponenten vom Elektrolyseur-Hersteller von Zulieferern bezogen und beim Weiterkauf mit 5 % Gewinnaufschlag versehen werden (vgl. Abschnitt 6), ergibt sich für den Verkaufspreis inklusive Steuern Gleichung 6-34.

$$VPr_{Tr,DeO,WA,SGA} = \left(20 \ \frac{\epsilon}{kW_e} \cdot 1,18 + 0,5 \cdot 20 \ \frac{\epsilon}{kW_e}\right) \cdot 1,05 \cdot 1,19 \qquad \text{GI. 6-34}$$

Mit:  $VPr_{Tr,DeO,WA,SGA} = Möglicher Verpaufspreis$  für die Trocknungsanlage (kurz Tr), die Deoxygenierungsanlage (kurz DeO), die Wasseraufbereitung (kurz WA) und die Spurengasanalytik (kurz SGA) in  $\in$ .

Um den Anlagenbetrieb der ersten Monate zu finanzieren, muss vom Betreiber des Elektrolyseurs nach Erwerb des Elektrolyseurs zusätzlich das *Working Capital* berücksichtigt werden. Hierdurch ergeben sich die *Total Capital Investment*. Es ergibt sich Gleichung 6-35.

$$TCI_{Tr,De0,WA,SGA} = \frac{VPr_{Tr,De0,WA,SGA}}{f_{WC}}$$
Gl. 6-35

Mit:  $TCI_{T,T,DeO,WA,SGA}$  = Total Capital Investment Trocknungsanlage (kurz Tr), die Deoxygenierungsanlage (kurz DeO), die Wasseraufbereitung (kurz WA) und die Spurengasanalytik (kurz SGA). in €,  $VPr_{T,T,DeO,WA,SGA}$  = Verkaufspreis in €,  $f_{WC}$  = Faktor zur Berücksichtigung des Working Capitals, hier 0,95.

Für die Kostenabschätzungen der Gas-Wasser-Separatoren müssen der Durchmesser und die Höhe des Separators ermittelt werden. Die Berechnung des Durchmessers erfolgt anhand eines am IEK-3 entwickelten Auslegungstools [182]. Das Verhältnis zwischen Behälterlänge und Behälterdurchmesser wird auf vier gesetzt [183 Abschnitt 7 S. 6].

### 6.2.4 Transformator und Gleichrichter

Transformator und Gleichrichter werden benötigt, um die Elektrolyse mit elektrischer Energie zu versorgen. Der Wirkungsgrad des Transformators und Gleichrichters vom 6 MW<sub>e</sub> Elektrolyseur im Energiepark Mainz wird mit ungefähr 99 % angegeben [21 S. 45]. Im Netzentwicklungsplan werden die Investitionen für eine DC/DC Konverterstation inklusive Anschlusskosten mit 200 €/kW<sub>e</sub> angegeben [184 S. 115]. Hierdurch würde bei den heutigen Zielkosten von 400 bis 500 €/kW<sub>e</sub> allein die Leistungselektronik 40 bis 50 % der gesamten Systemkosten verursachen. In der PlanDelyKaD Studie werden bei der Berechnung eines 5 MW<sub>e</sub> alkalischen Elektrolyseurs die Kosten von fünf Gleichrichtern mit einer Anschlussleistung von jeweils 9000 A und 105 V (~1 MW<sub>e</sub>) mit 650.000 € angegeben [7 S. 28 u. 34]. Dies würde in spezifischen Kosten von  $130 \notin/kW_e$  resultieren. Zu den Anschlusskosten werden keine Angaben gemacht. Zusätzlich zum Gleichrichter ist ein Transformator notwendig, um die erforderliche Betriebsspannung bereitzustellen. In einem Expertengespräch wurde dem Autor mitgeteilt [185], dass 50 Hz Transformatoren besonders kostenintensiv ausfallen können. Stattdessen wurde der Einsatz eines Hochfrequenztransformators empfohlen, da hierdurch die Baudimensionen und Kosten

eines Transformators abnehmen [vgl. 186]. Durch Verwendung eines Hochfrequenztransformators kann der nötige Materialbedarf beim Bau eines Transformators reduziert werden. Dies kann mithilfe der Gleichungen 6-36 [186] erklärt werden.

$$A_{\rm core} = \frac{\sqrt{2} * V_1}{2 * \pi * N_1 * f * B_m}$$
Gl. 6-36

Mit:  $A_{core}$  = Kernfläche,  $V_1$  = Spannung in V,  $N_1$  = Wicklungen, f = Frequenz in 1·s<sup>-1</sup>,  $B_m$  = Magnetische Flussdichte in V·s·m<sup>-2</sup>.



### Abbildung 6-6: Schematische Darstellung eines Transformators. Entnommen aus [186]

Gemäß Gleichung 6-36 verhält sich die Kernfläche eines Transformators, die schematisch in Abbildung 6-6 dargestellt ist, umgekehrt proportional zur Frequenz, was bei einer Erhöhung der Frequenz zu einer Reduzierung der Baudimensionen führt. Um bei Schaltnetzteilen eine Frequenzerhöhung größer 50 Hz zu erzielen, werden mehrere elektronische Einheiten verbaut mit denen eine Eingangsspannung  $U_1$  auf die benötigte Ausgangsspannung  $U_2$  transformiert wird [187]. Eine schematische Darstellung eines Netzteils ist in Abbildung 6-7 dargestellt.

Aufbau eines Schaltnetzteils



### Abbildung 6-7: Aufbau eines Schaltnetzteils. Entnommen aus [187].

Bei dem in Abbildung 6-7 dargestellten Schaltnetzteil wird die Netzspannung gefiltert um Überspannungen, Oberwellen und weitere Netzstörungen zu beseitigen [187]. Durch Gleichrichtung und Siebung wird aus einer Wechselspannung von 230 V eine Gleichspannung von 340 V erzeugt [187]. Eine Transistorstufe erzeugt aus der Gleichspannung wiederum eine Wechselspannung zwischen 35 und 500 kHz [187]. Hierdurch können kleine Transformatoren größerer Leistungen übertragen [187]. Am Ausgang des Transformators wird die

Wechselspannung wieder gleichgerichtet [187]. Vereinfacht lässt sich ein Schaltnetzteil aus zwei Umrichtern zur Frequenzerhöhung, einem Transformator zur Spannungsanpassung und einem weiteren Umrichter zur Versorgung des Elektrolyseurs mit Gleichstrom aufbauen. Solch ein Aufbau ist in Abbildung 6-8 dargestellt [185].



Abbildung 6-8: Schamtische Darstellung eines Schaltnetzteils zur Kopplung eines Elektrolyseurs ans elektrische Netz. Aufbau wurde im Rahmen eines Expertengespräches konzipiert [185].

Dieser Aufbau wurde im Rahmen eines Expertengespräches konzipiert [185]. Die Abschätzung der Kosten erfolgt anhand einer Veröffentlichung von De Doncker et el. [188]. Entsprechend dieser Veröffentlichung werden die Bezugskosten von Transformator und Umrichter mit ungefähr 20  $\in$ /kW<sub>e</sub> abgeschätzt. Für den konzipierten Netzanschluss aus drei Umrichtern und einem Hochfrequenztransformator in Abbildung 6-8, würden Selbstkosten von 80  $\in$ /kW<sub>e</sub> anfallen. In dieser Arbeit werden die Selbstkosten der Leistungselektronik daher mit 80  $\in$ /kW<sub>e</sub> angenommen (vgl. Gleichung 6-37). Für die *Fixed Capital Investments*, den Verkaufspreis und die *Total Capital Investments* gelten analog zu den bisherigen Erläuterungen Gleichung 6-38 bis 6-40.

$$SEK_{LE} = 80 \frac{\epsilon}{kW_e}$$
 GI. 6-37

Mit: SEK<sub>LE</sub> = Selbstkosten der Leistungselektronik in €

$$FCI_{LE} = 80 \frac{\notin}{kW_e} \cdot 1,18 + 0,5 \cdot 80 \frac{\notin}{kW_e}$$
Gl. 6-38

Mit: FCILE = Fixed Capital Investment der Leistungselektronik in €

$$VPr_{LE} = \left(80 \ \frac{\epsilon}{kW_e} \cdot 1,18 + 0,5 \cdot 80 \ \frac{\epsilon}{kW_e}\right) \cdot 1,05 \cdot 1,19$$
 GI. 6-39

Mit: VPr<sub>LE</sub> = Verkaufspreise Leistungselektronik in €

$$TCI_{LE} = \frac{VPr_{LE}}{f_{WC}}$$
Gl. 6-40

Mit:  $TCI_{LE}$  = Total Capital Investment Trocknungsanlage,  $f_{WC}$  = Faktor zur Berücksichtigung des Working Capitals, hier 0,95.

## 6.3 Berechnung der Selbstkosten, der *Fixed Capital Investments* und der *Total Capital Investments* des Systems und Ableitung spezifischer Kosten

Im diesem Schritt werden die Berechnungen von Stack und Systemperipherie vereint, um so die Selbstkosten, die *Fixed Capital Investments* und die *Total Capital Investments* des Elektrolysesystems in €/kW<sub>e</sub>, €/kW<sub>LHV</sub> und €/kW<sub>HHV</sub> für Betriebspunkte im Spannungsbereich zwischen 1,5 V und 1,8 V zu spezifizieren. Hierdurch wird eine Darstellung der Ergebnisse ohne jegliche Faktoren (reine Selbstkosten), mit Faktoren gemäß Gleichung 3-22 und Tabelle 3-1 (*Fixed Capital Investments*) sowie mit Zuschlägen für den Gewinn, Steuern und den Anlagenbetrieb der ersten Monaten (*Total Capital Investments*) ermöglicht. Hierdurch ergeben sich Darstellungsvarianten der Ergebnisse entsprechend Gleichung 6-41 bis 6-44.

$$SEK_{Sys} = SEK_{st} + SEK_{Peripherie}$$
 Gl. 6-41

Mit: SEK<sub>Sys</sub> = Selbstkosten des Systems in €, SEK<sub>St</sub> = Selbstkosten des Stacks in €, SEK<sub>Peripherie</sub> = Selbstkosten der Peripheriekomponenten in €.

$$FCI_{Sys} = FCI_{st} + FCI_{Peripherie}$$
 Gl. 6-42

Mit: *FCI*<sub>Sys</sub> = *Fixed Capital Investments* des Systems in €, *FCI*<sub>St</sub> = *Fixed Capital Investments* des Stacks in €, *FCI*<sub>Peripherie</sub> = *Fixed Capital Investments* der Peripheriekomponenten in €.

$$VPr_{Sys} = VPr_{st} + VPr_{Peripherie}$$
 Gl. 6-43

Mit: *VPr<sub>Sys</sub>* = *Verkkaufspreis* des Systems in €, *Vpr<sub>St</sub>* = Verkaufspreis des Stacks in €, *VPr<sub>Peripherie</sub>* = Verkaufspreis der Peripheriekomponenten in €.

$$TCI_{Sys} = \frac{VPr_{st} + VPr_{peripherie}}{f_{WC}}$$
Gl. 6-44

Mit:  $TCI_{Sys}$  = Total Capital Investments des Systems in  $\in$ ,  $Vpr_{St}$  = Verkaufspreis des Stacks in  $\in$ ,  $VPr_{Peripherie}$  = Verkaufspreis der Peripheriekomponenten in  $\in$ .  $f_{WC}$  = Faktor zur Berücksichtigung des Working Capitals, hier 0,95.

Die Berechnung der Systemeffizienz erfolgt über Gleichung 2-6 und 2-7. Eine detaillierte Diskussion zu den *Total Capital Investments* erfolgte in Abschnitt 3.1.

Der Unterschied zwischen Selbstkosten, *Fixed Capital Investments*, möglicher Verkaufspreise und den *Total Capital Investments*, wie sie in dieser Arbeit definiert sind, ist in Abbildung 6-9 dargestellt.



Abbildung 6-9: Schematische Darstellung von Selbstkosten, *Fixed Capital Investments*, möglicher Verkaufspreise und der *Total Capital Investments* in dieser Arbeit.

### 7 Ergebnisse der Selbstkostenanalyse der Stack-Komponenten

In diesem Kapitel werden die Selbstkosten (vgl. Gleichung 6-1) der Komponenten für einen Stack der aus 100 Zellen besteht diskutiert. Ein solcher Stack benötigt je zwei End-, Isolationsund Stromverteilerplatten sowie 200 Rahmen, 100 Membran-Elektroden-Einheiten, je 100 anodische und kathodische Gasdiffusionsschichten und 100 Bipolarplatten. Aus den Monte-Carlo Berechnungen werden die jeweiligen Erwartungswerte verwendet. Die Umrechnung der Selbstkosten in Euro pro Quadratmeter aktiver Fläche erfolgte, indem die Selbstkosten durch die in dieser Arbeit angenommene aktive Fläche von 0,3 m<sup>2</sup> geteilt wurde.

### 7.1 Selbstkosten End-, Isolations- und Stromverteilerplatte

Eine Übersicht der Selbstkosten von End-, Stromverteiler- und Isolationsplatten gibt Tabelle 7-1. Die Materialeinzelkosten, das Flächenverhältnis und der Kostenaufschlagfaktor sind bei der Berechnung der Selbstkosten als Zufallsvariable eingegangen.

Tabelle 7-1: Ergebnisse	der Selbstkosten	entsprechend	Gleichung	6-1	für	End-,	Isolations-	und
Stromverteilerplatte.								

Komponente	Variante	Anzahl pro Stack	Selbstkosten für 2 Stück	Euro pro m² aktiver Fläche für 2 Stück
			Selbstkosten pro Stück	Euro pro m² aktiver Fläche pro Stück
<b>F</b> u du la tha		2	3.922€	13.073
Endplatte	Eucisiani	2	1.961 €	6.536
Endplatto	Stahl	2	630€	2.100
Endplatte			315€	1.050
Isolationsplatte	e PPS	2	1.681 €	5.603
Isolationsplatte		2	840€	2.801
Stromverteiler-	Kupfer	2	2.171€	7.236
platte			1.085€	3.618

Beim Vergleich der Selbstkosten zwischen den beiden Endplattenvarianten ist die Variante aus Stahl vorteilhafter hinsichtlich der Kosten und daher bevorzugt einzusetzen. Gemäß der durchgeführten Sensitivitätsanalyse, die Abbildung 7-1 entnommen werden kann, haben der Kostenaufschlagsfaktor, die Dicke, die Materialeinzelkosten und das Verhältnis von aktiver Fläche zur Gesamtfläche den stärksten Einfluss auf die Selbstkosten der Endplatte. Dies kann dadurch erklärt werden, dass mit zunehmendem Flächenverhältnis, die äußeren Abmessungen der Platte sinken, wodurch weniger Material benötigt wird. Bei einer Reduzierung dieses Verhältnisses steigen daher der Materialbedarf und folglich auch die Selbstkosten.

### 7 Ergebnisse der Selbstkostenanalyse der Stack-Komponenten

Diese Erläuterungen gelten auch für den Kostenaufschlagsfaktor. Wenn dieser Wert um +20 % erhöht wird, dann sinken die Selbstkosten, weil die Herstellkosten geringer beaufschlagt werden. Umgekehrt kann eine Reduzierung des Wertes dazu führen, dass die Herstellkosten wiederum überproportional mit sonstigen Kosten beaufschlagt werden.

Bei einer Erhöhung der Materialkosten und der Dicke steigen die Selbstkosten. Da die Dicke und das Flächenverhältnis einen starken Einfluss auf die Kosten haben, muss auf eine sinnvolle Dimensionieruna technische und ökonomische geachtet werden. Fine überdimensionierte Endplatte wird nicht nur höhere Materialeinzelkosten verursachen, sondern auch Herausforderungen bei der Bearbeitung mit sich ziehen. Dies wird besonders relevant sein, wenn aktive Flächen im Quadratmeterbereich angestrebt werden sollen. Der Maschinenstundensatz hat einen geringeren Einfluss, was durch die Reduzierung der Stückkosten bei Erhöhuna der Produktionsmenge erklärt werden kann (Stückkostenreduzierung).



### Abbildung 7-1: Sensitivitätsanalyse für die Endplatte aus Edelstahl. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.

Da die Sensitivitätsdiagramme von Isolations- und Stromverteilerplatten ähnliche Ergebnisse wie die der Endplatte aufweisen, werden sie hier nicht dargestellt und finden sich im Anhang (Abschnitt 10.2).

### 7.2 Selbstkosten Rahmen und Gasdiffusionsschichten

Eine Übersicht der Selbstkosten von Rahmen und unterschiedlichen Varianten von Gasdiffusionsschichten gibt Tabelle 7-2. Die Materialeinzelkosten, das Flächenverhältnis und der Kostenaufschlagfaktor sind bei der Berechnung der Selbstkosten als Zufallsvariable eingegangen. Das Flächenverhältnis ist nur für die Kostenberechnung des Rahmens relevant ist, da die Gasdiffusionsschichten die gleichen Maße wie die aktive Fläche haben und keine passive Fläche benötigen.

Komponent	Material	Anzahl pro Stack	Selbstkosten für 100 Stück	Euro pro m² aktiver Fläche für 100 Stück		
e	variante		Selbstkosten pro Stück	Euro pro m² aktiver Fläche pro Stück		
	PPS	200	1.120€	3.733		
Rahmen	(Polyphe- nylensulfid)		5,6€	19		
Gasdiff.	Kohlenstoff + Edelstahl	100	2.801€	9.338		
Kathode			28€	93		
Gasdiff.	Beidseitig beschichtet	100	9.524 €	31.746		
Anode			95€	317		
Gasdiff.	Einseitig beschichtet	100	6.303€	21.000		
Anode			63€	210		

Tabelle 7-2: Ergebnisse der der Selbstkosten entsprechend Gleichung 6-1 für Rahmen und Gasdiffusionsschichten.

### Rahmen

Der Erwartungswert für Selbstkosten von 200 Rahmen liegt bei 1.120 €. Gemäß den Ergebnissen der Sensitivitätsanalyse, die in Abbildung 7-2 dargestellt sind, haben der Kostenaufschlagfaktor und das Flächenverhältnis den größten Einfluss auf die Kosten. Daher muss auch beim Rahmen auf eine technisch sinnvolle Dimensionierung geachtet werden. Die Materialeinzelkosten haben ebenfalls einen Einfluss auf die Selbstkosten. In Abbildung 7-3 sind die Stückkosten in € (Selbstkosten pro Stück) für den Rahmen dargestellt. Gemäß dieser Abbildung sinken die Maschinenkosten mit steigender Stückzahl. Bei 1.000 produzierten Rahmen betragen die Maschinenkosten ~100 € und fallen auf ~50 Cent bei 212.000 Rahmen (Fixkostendegression). Auf die Maschinenkosten wurden die Materialeinzelkosten und der Kostenaufschlagfaktor addiert, wodurch die grüne Kurve in Abbildung 7-3 resultiert.





Abbildung 7-2: Sensitivitätsanalyse für den Rahmen. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.





### Gasdiffusionsschicht Kathode: Toray + Edelstahl

Die Selbstkosten für 100 kathodische Gasdiffusionsschichten liegen den Berechnungen zufolge bei 2.800  $\in$ . Bei der kathodischen Diffusionsschicht ist von einer Kombination aus Kohlenstoffpapier und gestrecktem Edelstahl ausgegangen worden. Das Streckmetall soll verhindern, dass das brüchige Kohlenstoffpapier in die Kanäle der Bipolarplatte gedrückt wird. Als Korrosionsschutz des Edelstahls, wird eine Kohlenstoffbeschichtung angenommen. Zur Berücksichtigung dieser Beschichtung wurde ein pauschaler Kostenaufschlag von  $3 \in kg^{-1}$  auf den Edelstahl draufgerechnet. Gemäß der Sensitivitätsanalyse, die in Abbildung 7-4 dargestellt ist, haben der Kostenaufschlagfaktor und die Materialkosten des Kohlenstoffpapiers den

stärksten Einfluss auf die Selbstkosten, während der kohlenstoffbeschichtete Edelstahl einen geringen Einfluss auf die Selbstkosten hat.



# Abbildung 7-4: Sensitivitätsanalyse für die kathodische Gasdiffusionsschicht. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.

### Gasdiffusionsschicht Anode beid- oder einseitig beschichtet

Bei diesen beiden Varianten wurde für die Berechnungen angenommen, dass die Gasdiffusionsschicht entweder beid- oder nur einseitig mit Gold, Iridium oder Platin im Verfahren der Physikalischen-Gasphasenabscheidung beschichtet wird. Hierdurch soll die Oxidation des Titansinterkörpers verhindert werden. Die einseitig beschichtete Gasdiffusionsschicht geht mit der Annahme einher, dass es durch Forschung und Entwicklung gelingen wird, die Gasdiffusionsschicht an die Bipolarplatte zu schweißen. Auf Grundlage der Literaturdiskussion in Abschnitt 5.5.1 wurde als Beschichtungsbeladung 0,1 mg·cm<sup>-2</sup> [156] angenommen. Gemäß den Sensitivitätsanalysen in Abbildung 7-5 und Abbildung 7-6 haben bei der beidseitig beschichteten Variante der Kostenaufschlagfaktor und die Iridiumkosten den größten Einfluss auf die Selbstkosten. Bei der einseitig beschichteten Variante (vgl. Abbildung 7-6) gewinnt der Einfluss der Titankosten an Bedeutung und der Einfluss des Iridiums nimmt ab.



Abbildung 7-5: Sensitivitätsanalyse für die anodische Gasdiffusionsschicht (beidseitig beschichtet). Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.



#### Abbildung 7-6: Sensitivitätsanalyse für die anodische Gasdiffusionsschicht (einseitig beschichtet). Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.

Eine Darstellung der Stückkosten des beidseitig beschichteten Sinterkörpers ist Abbildung 7-7 zu entnehmen. Auffallend sind in Abbildung 7-7 die hohen Maschinenkosten der Anlage zur Physikalischen-Gasphasenabscheidung, die bei 212.000 produzierten Einheiten bei ~10 € pro Stück liegen. Dies ist den hohen angenommenen Investitionen in die Anlage geschuldet. Beim einseitig beschichteten Sinterkörper wird die Beschichtungszeit reduziert und die Maschinenkosten um die Hälfte reduziert.



# Abbildung 7-7: Darstellung der Stückkosten gemäß Gleichung 6-1 über die produzierte Stückzahl für die beidseitig beschichtete anodische Gasdiffusionsschicht. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet.

Aus ökonomischer Sicht ist die einseitig beschichtete Variante vorziehen. Langfristig muss es hierfür jedoch fertigungstechnisch gelingen den Sinterkörper an die Bipolarplatte zu binden bzw. zu schweißen. Bei der beidseitigen beschichteten Variante ist es wiederum erforderlich, eine Physikalische-Gasphasenabscheide-Anlage zu konzipieren, in der der Sinterkörper nach dem ersten Beschichtungsschritt um 180°gedreht wird, um anschließend die zweite Beschichtung durchzuführen. Hierdurch würde der gesamte Beschichtungsprozess kontinuierlich ablaufen.

### 7.3 Selbstkosten Bipolarplatten

Eine Übersicht der Selbstkosten von unterschiedlichen Varianten der Bipolarplatten gibt Tabelle 7-3. Die Materialeinzelkosten, das Verhältnis von aktiver Fläche zur Gesamtfläche und die spezifischen Beladungen sind bei der Berechnung der Selbstkosten als Zufallsvariable eingegangen. Die Varianten aus Tabelle 7-3 werden im Folgenden diskutiert.

					Furo	nro i	n² ak	rtivor Elächo
Bipolarp	latten	-Konzepte. P	/D-Verfahren =	Physikalische G	asphasenab	schei	idung	J.
Tabelle	7-3:	Ergebnisse	Selbstkosten	entsprechend	Gleichung	6-1	für	unterschiedliche

Kompo-	Variante	Selbstkosten pro 100 Stück	Euro pro m² aktiver Fläche für 100 Stück
nente		Selbstkosten pro Stück	Euro pro m² aktiver Fläche pro Stück
1. Bipolar-	Edelstahl: geformt, Kohlenstoff auf Kathode, Titanpulver und	3.852€	12.840
platte	Platinpunkte auf aktive Fläche im VPS- Verfahren auf Anode	38€	128

7	Fraebnisse de	er Selbstkost	tenanalvse der	Stack-Komponer	nten
					10011
			1		

2. Bipolar- platte	Titan: geformt, Kohlenstoff auf Kathode,	3.782€	12.606
	Platinpunkte auf aktive Fläche im VPS- Verfahren auf Anode	37	126
3. Bipolar- platte	Edelstahl: geformt, Kohlenstoff auf Kathode, Platinbeschichtung der	6.162€	20.540
	aktiven Fläche mit PVD auf Anode	61	205
4. Bipolar- platte	Titan: geformt, Kohlenstoff auf Kathode, Platinbeschichtung der aktiven Fläche mit PVD auf Anode	6.022€	20.073
		60	200
5. Bipolar- platte	Titan: geformt, Kohlenstoff auf Kathode, <u>-</u> Anode keine Beschichtung	1.821 €	6.070
		18	61

## 1. Bipolarplatte Edelstahl: Geformt, Kohlenstoffbeschichtung auf Kathode, Titanpulver und Platinpunkte im VPS-Verfahren auf Anode, Platinpunkte nur auf aktive Fläche

Bei dieser Variante ist angenommen worden, dass ein Edelstahlblech kathodenseitig mit Kohlenstoff beschichtet wird. Zur Berücksichtigung dieser Beschichtung wurde ein pauschaler Kostenaufschlag von 3 €·kg<sup>-1</sup> für den beschichteten Edelstahl angenommen. Anodenseitig wird auf das Edelstahlblech zuerst Titanpulver im Vakuum-Plasma-Spritz-Verfahren (VPS-Verfahren) aufgetragen (vgl. Abschnitt 5.4.1). Die Titanschicht wird anschließend, wie im Treadstone-Konzept (vgl. Abschnitt 5.4.1), im thermischen Spritzverfahren partiell mit Platinpunkten beschichtet.

## <u>2. Bipolarplatte Titan: Geformt, Kohlenstoffbeschichtung auf Kathode, Platinpunkte auf aktive Fläche im VPS-Verfahren auf Anode</u>

Die zweite Variante unterscheidet sich von der ersten dahingehend, dass anstatt eines Edelstahlbleches ein Titanblech verwendet wird, wodurch keine Titanschicht gespritzt werden muss. Auch bei dieser Variante ist angenommen worden, dass ein Titanblech kathodenseitig mit Kohlenstoff beschichtet wird und sich hierdurch die Titankosten um  $3 \in kg^{-1}$  erhöhen. Die Platinbeladung und die Formkosten sind bei beiden Konzepten gleich.

Die Selbstkosten für beide Konzepte liegen bei ungefähr 3.852 und 3.782 € pro Stück. In der Literatur wird als Motivation für die Beschichtung des geformten Edelstahlblechs mit Titanpulver die schwierigere Umformbarkeit von Titan begründet, vgl. Abschnitt 5.4.2. Titan höheren Reinheitsgrades (Grade 1-5) ist nach Literaturangaben jedoch kaltumformbar und eignet sich

zum Tiefziehen, vgl. Abschnitt 5.4.2. Der Prozessaufwand für beide Varianten muss daher weiter aufgeschlüsselt werden. Hierdurch würde aufgedeckt werden, ob die erste Variante oder die zweite Variante fertigungstechnisch und ökonomisch vorteilhafter ist.

- 1. Variante: Formung von Edelstahl → Beschichtung anodenseitig mit Titanpulver → Beschichtung der Titanschicht mit Platinpunkten
- 2. Variante: Formen von Titan  $\rightarrow$  Beschichtung mit Platinpunkten

Den Ergebnissen dieser Arbeit nach, sind die Selbstkosten für beide Verfahren ungefähr gleich. Gemäß der Sensitivitätsanalyse haben das Flächenverhältnis und der Kostenaufschlagfaktor bei beiden Varianten den größten Einfluss auf die Selbstkosten (Abbildung 7-8 und Abbildung 7-9). Bei Variante 1 hat materialseitig der kohlenstoffbeschichte Edelstahl den größten Einfluss, während die Titanpulverkosten den geringsten Einfluss haben. Bei Variante 2 fallen die Kosten des kohlenstoffbeschichteten Titanblechs ins Gewicht.



Abbildung 7-8: Sensitivitätsanalyse für die Bipolarplattenvariante 1 aus Tabelle 7-3. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.



Abbildung 7-9: Sensitivitätsanalyse für die Bipolarplattenvariante 2 aus Tabelle 7-3. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.

Bei beiden Varianten müssen zudem Langzeittests nachweisen, ob die partiell aufgebrachte Platinbeschichtung auf der Anode, durch Oxidation der nicht beschichteten Flächen beeinflusst wird. Eine Darstellung der Stückkosten für beide Varianten können Abbildung 7-10 und Abbildung 7-11 entnommen werden. Die Maschinenkosten für beide Varianten liegen bei einer Stückzahl von 212.000 bei ungefähr 1 € Die Formkosten liegen bei beiden Varianten bei ungefähr 10 €. Ungeformte Bipolarplatten dieser beiden Konzepte wären daher 10 € günstiger.



Abbildung 7-10: Darstellung der Stückkosten über der produzierten Stückzahl für die Bipolarplatten Variante 1 aus Tabelle 7-3. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet. Mit VPS = Vakuum-Plasma-Spritz-Verfahren.



Abbildung 7-11: Darstellung der Stückkosten über der produzierten Stückzahl für die Bipolarplatten Variante 2 aus Tabelle 7-3. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet. Mit VPS = Vakuum-Plasma-Spritz-Verfahren.

Variante 3 und 4

Die dritte und vierte Variante unterscheiden sich von den ersten beiden dahingehend, dass die aktive Fläche mit Physikalischer-Gasphasenabscheidung im Gesamten mit Platin beschichtet wird. Bei den ersten beiden Varianten wurde die Platinbeschichtung über den thermischen Spritzprozess nur partiell auf die aktive Fläche aufgebracht. Gemäß der Sensitivitätsanalyse in Abbildung 7-12 und Abbildung 7-13 nimmt durch die Beschichtung der gesamten aktiven Fläche der Einfluss der Platinkosten auf die Selbstkosten im Vergleich zu den ersten beiden Varianten zu. Den größten Einfluss hat gemäß Abbildung 7-12 und Abbildung 7-13 der Kostenaufschlagfaktor.



Abbildung 7-12: Sensitivitätsanalyse für die Bipolarplattenvariante 3 aus Tabelle 7-3. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.



# Abbildung 7-13: Sensitivitätsanalyse für die Bipolarplattenvariante 4 aus Tabelle 7-3. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.

Eine Darstellung der Stückkosten für Variante drei und vier sind Abbildung 7-14 und Abbildung 7-15 zu entnehmen. Die Maschinenkosten für Variante drei liegen bei einer Stückzahl von 212.000 bei ~10 € und sind doppelt so hoch wie bei der vierten Variante. Die höheren Maschinenkosten bei Variante drei werden dadurch verursacht, dass zwei Beschichtungsschritte benötigt werden. Die Formkosten liegen auch bei diesen Varianten bei 10 €. Ungeformte Bipolarplatten dieser beiden Konzepte wären daher 10 € günstiger.



Abbildung 7-14: Darstellung der Stückkosten über der produzierten Stückzahl für die Bipolarplatten Variante 3 aus Tabelle 7-3. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet.



# Abbildung 7-15: Darstellung der Stückkosten über der produzierten Stückzahl für die Bipolarplatten Variante 4 aus Tabelle 7-3. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet.

Die Selbstkosten für beide Konzepte liegen bei ungefähr 60 € pro Stück. Auch für diese beiden Konzepte muss daher der Fertigungsaufwand weiter aufgeschlüsselt werden. Hierdurch würde aufgedeckt werden, welches der beiden unten aufgeführten Konzepte fertigungstechnisch und ökonomisch vorteilhafter ist.

- Variante 3: Formung von Edelstahl → Beschichtung anodenseitig mit Titanpulver → Beschichtung der Titanschicht (aktive Fläche) mit Platin mit Physikalischem Gasabscheide-Verfahren
- Variante 4: Formen von Titan → Beschichtung mit Platin mit Physikalischem Gasabscheide-Verfahren

### Variante 5

Bei dieser Variante ist angenommen worden, dass die anodenseitige Beschichtung der Bipolarplatte entfällt. Dies wäre der Fall, wenn die Bipolarplatte erfolgreich an die anodenseitige Gasdiffusionsschicht geschweißt werden könnte. Hierdurch müsste die anodische Gasdiffusionsschicht ebenfalls nur einseitig beschichtet werden. Die einseitig beschichtete Bipolarplatte aus Titan und die einseitig beschichtete anodische Gasdiffusionsschicht wären daher nur in Kombination miteinander realisierbar.

### 7.4 Selbstkosten Membran-Elektroden-Einheit

Eine Übersicht der Selbstkosten der Membran-Elektroden-Einheit gibt Tabelle 7-4. Die Materialeinzelkosten, das Verhältnis von aktiver Fläche zur Gesamtfläche und die spezifischen Beladungen sind bei der Berechnung Selbstkosten als Zufallsvariable eingegangen.
Kompo-	Material	Selbstkosten pro 100 Stück	Euro pro m² aktiver Fläche für 100 Stück
nente	Variante	Selbstkosten pro Stock	Euro pro m² aktiver Fläche pro Stück
МЕА	Nafion <sup>®</sup> : 50 µm,	34.314 €	114.380
	verstärkte Membran	344	1.147

Tabelle	7-4:	Ergebnisse	der	Selbstkosten	gemäß	Gleichung	6-1für	die	Membran-Elektroden-
Einheit.									

Für die Membran-Elektroden-Einheit mit einer aktiven Fläche von 3000 cm<sup>2</sup>, ergeben sich Selbstkosten von 344 €. Eine Umrechnung auf eine aktive Fläche von einem Quadratmeter resultiert in Selbstkosten von 1.147 € pro Quadratmeter aktiver Fläche. Eine Darstellung der Stückkosten über die Stückzahl für die Membran-Elektroden-Einheit ist Abbildung 7-16 zu entnehmen. Die Maschinenkosten für die Membranherstellung und für die Membranbeschichtung belaufen sich auf insgesamt ungefähr 10 €. Durch Addition der Materialeinzelkosten des Trägermaterials und die von Nafion<sup>®</sup> auf die Maschinenkosten, ergeben sich in Abbildung 7-16 die Membrankosten. Durch die Berücksichtigung der Katalvsatorkosten ergeben sich die Selbstkosten der Membran-Elektroden-Einheit, vgl. Abbildung 7-16. Gemäß der Sensitivitätsanalyse in Abbildung 7-17 haben der Kostenaufschlagfaktor, die Katalysatoren und das Trägermaterial den größten Einfluss auf die Selbstkosten. Die Nafioneinzelkosten und das Flächenverhältnis haben kein großes Gewicht auf die Selbstkosten.



Abbildung 7-16: Darstellung der Stückkosten über der produzierten Stückzahl für die Membran-Elektroden-Einheit. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet.



Abbildung 7-17: Sensitivitätsanalyse für die Membran-Elektroden-Einheit. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt.

#### 7.5 Selbstkosten von möglichen Stack-Varianten aus Kostenanalyse

Für die weiteren Berechnungen werden aus den untersuchten Varianten eine konservative Stack-Variante und eine und eine innovative Stack-Variante zusammengestellt.

Bei der konservativen Stack-Variante wird angenommen, dass der Stack aus folgenden Komponenten besteht:

- Endplatte aus Edelstahl
- Isolationsplatte aus Polyphenylensulfid
- Stromverteilerplatte aus Kupfer
- Rahmen im Spritzguss aus Polyphenylensulfid
- Beidseitig beschichtete anodische Gasdiffusionsschicht
- Bipolarplatte aus Titanblech: Kathode mit Kohlenstoffbeschichtung und auf der Anode komplette Beschichtung der aktiven Fläche mittels physikalischer Gasphasenabscheidung mit Platin
- Membran-Elektroden-Einheit
- Kathodische Gasdiffusionsschicht

Dadurch, dass bei dieser Variante die anodische Gasdiffusionsschicht beidseitig beschichtet ist und die Bipolarplatte auf der Anode ebenfalls beschichtet ist, handelt es sich hierbei um eine kostenintensive Zusammenstellung.

Beim innovativen Stack-Design wird angenommen, dass der Stack aus folgenden Komponenten besteht:

- Endplatte aus Baustahl
- Isolationsplatte aus Polyphenylensulfid
- Stromverteilerplatte aus Kupfer

#### 7 Ergebnisse der Selbstkostenanalyse der Stack-Komponenten

- Rahmen im Spritzguss aus Polyphenylensulfid
- · Einseitig beschichtete anodische Gasdiffusionsschicht
- Einseitig beschichtete Bipolarplatte (Kohlenstoffbeschichtung) aus Titanblech, Anode keine Beschichtung
- Membran-Elektroden-Einheit
- Kathodische Gasdiffusionsschicht

Dadurch, dass bei dieser Variante die anodische Gasdiffusionsschicht nur einseitig beschichtet ist und die Bipolarplatte auf der Anode unbeschichtet ist, handelt es sich bei hierbei um eine progressive Zusammenstellung.

Der Vollständigkeit halber soll erwähnt werden, dass die progressivste Variante prinzipiell ein Stack ohne Beschichtung wäre. Jedoch haben die Rechercheergebnisse in Kapitel 4 und Kapitel 5 gezeigt, dass für die Kathode Beschichtungen verwendet werden, um die Wasserstoffversprödung von Titan und auf der Anode Beschichtungen verwendet werden, um die Oxidation von Titan zu unterbinden.

Aus den einzelnen Verteilungen der ausgewählten Komponenten ist eine Gesamtverteilung für beide Varianten gebildet worden. In Abbildung 7-18 und Abbildung 7-19 sind die nach Häufigkeiten sortierten Verteilungen (Pareto-Diagramm) für die Varianten dargestellt. Der Erwartungswert der Selbstkosten für die konservative Variante liegt für einen Stack aus 100 Zellen und einer Jahresproduktion von 2112 Stacks bei 64.500 €. Bei der innovativen Variante liegt der Erwartungswert bei 49.000 €.



Abbildung 7-18: Pareto Verteilung der konservativen Stack-Variante





#### Abbildung 7-19: Pareto Verteilung der innovativen Stack-Variante

Die Kostenstruktur dieser beiden Stacks kann Abbildung 7-20 entnommen werden.



**Konservativer Stack** 



Abbildung 7-20: Kostenstruktur der konservativen und innovativen Stack-Variante aus jeweils 100 Zellen.

Beim Vergleich beider Varianten in Abbildung 7-20 fällt auf, dass die Membran-Elektroden-Einheit (MEA) den größten und die anodische Gasdiffusionsschicht den zweitgrößten Beitrag an den Kosten hat. Bei der konservativen Variante trägt die MEA 53 % und die anodische Gasdiffusionsschicht 16 % der Kosten. Die Bipolarplatte trägt bei der konservativen Stack-Variante 10 % zu den Kosten bei und ist somit der drittgrößte Kostentreiber. Dadurch, dass bei der innovativen Variante die anodische Gasdiffusionsschicht einseitig beschichtet wird, die Endplatte aus unlegiertem Baustahl besteht und die Bipolarplatte anodenseitig nicht beschichtet wird, steigt der Anteil der MEA an den Kosten von 53 % auf 65 %. Wie eingangs erwähnt, ist auch bei der innovativen Variante die anodische Gasdiffusionsschicht der zweitgrößte Kostenverursacher (13%). Durch den Wegfall der anodenseitigen Beschichtung auf der Bipolarplatte, reduziert sich der Kostenanteil der Bipolarplatte auf 4 %. Hierdurch wird bei der innovativen Stack-Variante der drittgrößte Kostenbeitrag durch die kathodische Gasdiffusionsschicht verursacht (6 %). Um die Kosten bei Bezugsmengen kleiner 2112 Stacks zu schätzen, wurde angenommen, dass beim Bezug von einem Stack á 100 Zellen fünfmal höhere Selbstkosten verrechnet werden als bei 2112. Der Kostenverlauf zwischen diesen beiden Werten wird für beide Varianten durch eine logarithmische Kurve modelliert. Für die konservative und innovative Stack-Variante ergeben sich hierdurch Gleichung 7-1 und Gleichung 7-2.

$$SEK_{Stack \, konsevativ} = 298756 \cdot x^{-0,193}$$
 Gl. 7-1

$$SEK_{Stack,innovativ} = 238095 \cdot x^{-0,21}$$
 Gl. 7.2

Mit:  $SEK_{Stack,konservativ}$  = Selbstkostenfunktion der konservativen Stack-Variante,  $SEK_{Stack,innovativ}$  = Selbstkostenfunktion der innovativen Stack-Variante, *x* = Anzahl Stacks

Diese beiden Gleichungen werden für die Berechnung der Selbstkosten des Elektrolyse-Systems in Kapitel 8 verwendet. Eine graphische Darstellung der Stack-Selbstkosten für die konservative und innovative Stack-Variante im Intervall von 1 bis 2112 Stacks geben die Diagramme in Abbildung 7-21.



Abbildung 7-21: Modellierter Kostenverlauf der konservativen (oben) und innovativen (unten) Stack-Variante.

Die Analyse zeigt zudem auf, dass deutliche Kostenreduktionspotentiale im Bereich der Stack-Entwicklung möglich sind. Der Selbstkostenunterschied zwischen der konservativen Stack-Variante und der innovativen Stack-Variante beträgt 24 %.

#### 7.6 Umrechnung der Stack-Selbstkosten in €/kWe, €/kWLHV, €/kWHHV

In diesem Kapitel werden die Kostenwerte bei 2112 Stacks – dem Kostenminimum – für die konservative (64.500 €) und innovative Variante (49.000 €) in  $€/kW_e$ ,  $€/kW_{LHV}$  und  $€/kW_{HHV}$  umgerechnet. Bei einer Stack-Leistung von 1 MW<sub>e</sub> ergeben sich spezifische Kosten von 64,5  $€/kW_e$  bzw. 49  $€/kW_e$ . Um jedoch eine betriebspunktabhängige Diskussion führen zu können, wird angenommen, dass mit einem Stack 500 kg Wasserstoff pro Tag produziert werden können. Als Basisbetriebspunkte werden 1,8 V, 1,7 V, 1,6 V und 1,5 V ausgewählt.

#### Betriebspunkt 1,8 V

In Tabelle 7-5 sind für den Betriebspunkt 1,8 V und potentiellen Stromdichten bei dieser Betriebsspannung mit Gleichung 6-19 die erforderlichen Zellen berechnet worden, die für die Produktion von 500 kg Wasserstoff pro Tag und bei einer aktiven Fläche von 3000 cm<sup>2</sup> benötigt werden. Durch die Variation der Stromdichte bei 1,8 V soll die Performance unterschiedlicher Membrandicken berücksichtigt werden, die in der Elektrolyse eingesetzt werden können. Mit der resultierenden Zellzahl sind für jeden Punkt in Tabelle 7-5 die Stack-Selbstkosten in Relation zu einem Stack der aus 100 Zellen besteht, berechnet worden. Im kapitalintensiven Fall ergaben sich 64.500 € für einen Stack aus 100 Zellen.

In den letzten drei Spalten aus Tabelle 7-5 sind die Selbstkosten in  $\in/kW_e$ ,  $\in/kW_{LHV}$  und  $\in/kW_{HHV}$  umgerechnet worden. Es fällt auf, dass mit steigender Stromdichte die spezifischen Selbstkosten und die erforderliche Zellzahl stark abfallen. Eine graphische Darstellung der spezifischen Selbstkosten in  $\in/kW_e$  und  $\in/kW_{LHV}$  über der Stromdichte aus Tabelle 7-5 gibt Abbildung 7-22.

Aktive Fläche	Strom- dichte	Spannung	Leistungs- dichte eine Zelle	Zellen bei 500 kg pro Tag	Stack- zahl	Kosten Stack	Spez. Kosten	Spez. Kosten	Spez. Kosten
m²	A·cm⁻²	V	W ⋅ cm <sup>-2</sup>	-	-	€	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>ннv</sub>
0,3	1,00	1,8	1,8	186	1,86	120048	119	173	146
0,3	1,60	1,8	2,9	116	1,16	75030	75	108	91
0,3	1,90	1,8	3,4	98	0,98	63183	63	91	77
0,3	3,50	1,8	6,3	53	0,53	34299	34	49	42
0,3	4,50	1,8	8,1	41	0,41	26677	27	38	32
0,3	5,50	1,8	9,9	34	0,34	21827	22	31	27
0,3	6,50	1,8	11,7	29	0,29	18469	18	27	22
0,3	7,50	1,8	13,5	25	0,25	16006	16	23	19
0,3	8,50	1,8	15,3	22	0,22	14123	14	20	17

 Tabelle 7-5: Berechnung der erforderlichen Stack-Anzahl und der spezifischen Selbstkosten im

 Betriebspunkt 1,8 V in Abhängigkeit der Stromdichte in diesem Betriebspunkt.



Abbildung 7-22: Verlauf der spezifischen Stack-Selbstkosten mit 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag Produktionsleistung pro Tag bei 1,8 V und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante.

In Abbildung 7-22 wurde zudem der Kostenverlauf der innovativen Stack-Variante aufgenommen. Der prozentuale Kostenunterschied zwischen diesen beiden Varianten liegt bei ~24 %. Durch die Ränder der blauen Box in Abbildung 7-22 ist die Stromdichte-Spanne zwischen einer 180 µm Membran und einer 50 µm Membran abgedeckt worden. Inwieweit Stromdichten von 8 A·cm<sup>-2</sup> in diesem Betriebspunkt erreicht werden können, wird durch Forschung und Entwicklung zu prüfen sein.

Für die Betriebspunkte 1,7 V, 1,6 V und 1,5 V sind die zu Tabelle 7-5 analogen Tabellen im Anhang (Anhang 10.10)) vorzufinden. Die graphische Darstellung der Verläufe der spezifischen Selbstkosten mit den entsprechenden Stromdichte-Spannen für die Betriebspunkte 1,7 V, 1,6 V und 1,5 V können der Abbildung 7-23 bis Abbildung 7-25 entnommen werden.



Abbildung 7-23: Verlauf der spezifischen Stack-Selbstkosten mit 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag Produktionsleistung pro Tag bei 1,7 V und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante.



Abbildung 7-24: Verlauf der spezifischen Stack-Selbstkosten mit 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag Produktionsleistung pro Tag bei 1,6 V und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante.



Abbildung 7-25: Verlauf der spezifischen Stack-Selbstkosten mit 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag Produktionsleistung pro Tag bei 1,5 V und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante.

Durch geringere Spannungen erhöht sich die Gesamteffizienz des Elektrolyseprozesses. Bei niedrigen Zellspannungen und Betriebstemperaturen von unter 100 °C sind wiederum nur geringe Stromdichten erreichbar. Da die Wasserstofferzeugung proportional zur Stromdichte ist, steigt bei geringen Stromdichten die erforderliche Zellzahl für die Erzeugung einer festgelegten Wasserstoffmenge. Die Abhängigkeit der Zellzahl von der Stromdichte, die für die Erzeugung von 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag mit einer aktiven Fläche von  $3.000 \text{ cm}^2$  pro Zelle erforderlich ist, ist in Abbildung 7-26 dargestellt. Gemäß dieser Abbildung werden bei einer Stromdichte von  $0,25 \text{ A} \cdot \text{cm}^{-2}$  744 Zellen benötigt. Bei einer Stromdichte von  $3,5 \text{ A} \cdot \text{cm}^{-2}$  reduziert sich die Zellzahl auf 53. Insbesondere vor dem Hintergrund, dass die eingesetzten Katalysatoren in der PEM-Elektrolyse ein geringeres Vorkommen auf der Erde aufweisen, müssen daher höhere Stromdichten angestrebt werden – vgl. hierzu Abschnitt 4.7.



Abbildung 7-26: Anzahl benötigter Zellen zur Erzeugung von 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag bei einer aktiven Fläche von 3000 cm<sup>2</sup> als Funktion der Stromdichte.

Nachdem die Stack-Selbstkosten ermittelt worden sind, können im nächsten Schritt die Systemkosten bestimmt werden. Die Bestimmung der Systemkosten ist Gegenstand von Kapitel 8.

In bisherigen Kostenstudien wurde nicht analysiert welchen Einfluss der Betriebsdruck, der Betriebspunkt oder das verfahrenstechnische Systemdesign auf die Kosten der Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse haben. Eine solche Analyse ist aber notwendig, um eine anwendungsgerechte Kostenbewertung für Betreiber von Elektrolyseuren durchführen zu können. Je nach Anwender kann z. B. eine atmosphärische oder Druckelektrolyse bevorzugt werden. Gegenstand dieses Kapitels ist daher eine Kostenbewertung unterschiedlicher Systemkonfigurationen. Hierfür werden folgende Systemkonfigurationen technisch und ökonomisch untersucht:

- Klassischer Aufbau: Versorgung der Anode und Kathode mit Wasser (vgl. Abbildung 8-1)
- Kathodischer Aufbau [86]: Versorgung nur der Kathode mit Wasser (vgl. Abbildung 8-2).

Für beide Varianten werden zusätzlich folgende Druckniveaus kostentechnisch betrachtet:

- a) Variante 1: Anode 1 bar + Kathode 30 bar; Variante 2: Ausschließlich Kathode bei 30 bar: Mit Verdichtung auf 100 bar
- b) Variante 1: Anode 70 bar + Kathode 100 bar, Variante 2: Ausschließlich Kathode bei 100 bar: Keine Verdichtung auf 100 bar notwendig
- c) Variante 1: Anode 1 bar + Kathode 1 bar, Variante 2: Ausschließlich Kathode bei 1 bar: Ohne Verdichtung auf 100 bar

Die Wirkungsgrade der einzelnen Komponenten in Abbildung 8-1 und Abbildung 8-2 entsprechen den in Abschnitt 6.2 und den in den Unterabschnitten diskutierten Werten. Bei der ersten Variante werden Anode und Kathode über Zirkulationspumpen mit Wasser versorgt.



#### Abbildung 8-1: Klassischer Aufbau

Bei der zweiten Variante wird nur die Kathode mit Wasser versorgt. Hierdurch entfallen auf der Anode die Zirkulationspumpe, der Gas-Wasser-Separator und der Wärmeübertrager.



#### Abbildung 8-2: Aufbau mit ausschließlich kathodischer Versorgung

Durch die ausschließlich kathodische Versorgung des Stacks, verdoppelt sich der Wasserdurchfluss im Kathodenkreislauf im Vergleich zur ersten Variante. Bei der Annahme, dass sich der Wirkungsgrad der Pumpe nicht ändert, verachtfacht sich bei der Verdopplung des Wasserdurchflusses der Leistungsbedarf der Pumpe [vgl.174 S. 35-36]. Die Ergebnisse zu beiden Varianten werden mit der konservativen und innovativen Stack-Variante dargestellt. Die Stack-Bezugskosten werden mit den in Abschnitt 7.5 aufgestellten Gleichungen (Gl. 7-1 und Gl. 7-2) berechnet. Da diese Gleichungen die Selbstkosten für einen Stack aus 100 Zellen wiedergeben, werden bei einem Stack mit weniger oder mehr Zellen die Stack-Kosten relativ zum Stack aus 100 Zellen berechnet.

Für die Kostenanalyse der Systemvarianten werden ebenfalls die Betriebspunkte bei 1,8 V, 1,7 V, 1,6 V und 1,5 V bei variierender Stromdichte analysiert. Hierdurch wird der Einfluss der Effizienz und der Stromdichte auf die Systemkosten untersucht. Im Folgenden werden im Detail die Systemkosten für ein System im Differenzdruck diskutiert. Die weiteren Systemkonfigurationen befinden sich im Anhang der Arbeit (ab Abschnitt 10.11). In Abschnitt 8.3 werden die Kostenminima aller untersuchten Systemkonfigurationen einander gegenübergestellt. Die kleinste Systemgröße bei beiden Varianten und allen Betriebspunkten besteht aus einem Elektrolyseur der 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag erzeugen kann. Das Vorgehen für die Skalierung zu größeren Einheiten wird im nächsten Kapitel diskutiert.

#### 8.1 Skalierung der betrachteten Systemkonfigurationen

Wie im vorherigen Kapitel erwähnt, besteht die kleinste Systemgröße aus einem Elektrolyseur, der 500 kg $H_2$  pro Tag erzeugen kann. In Abhängigkeit des Betriebspunkts und der

dazugehörigen Stromdichte fallen für diese Produktionsrate unterschiedlich viele Zellen an, vgl. hierzu Tabelle 8-1. Die entsprechenden Tabellen bei größeren Produktionsmengen befinden sich im Anhang (Abschnitt 10.11.1).

In Tabelle 8-1 sind zudem die Heizwert- und Brennwertleistung des erzeugten Wasserstoffs sowie die elektrische Aufnahmeleistung des Stacks aufgeführt. Durch die Wirkungsgradverluste der Leistungselektronik ergibt sich die Leistung am Transformator.

Größe	Produktionsrate	Span- nung	Strom- dichte	Zellen	Leistung H₂ LHV	Leistung H₂ HHV	Leistung Stack
Einheit	kgH₂ pro Tag	V	A·cm⁻²	-	$kW_{\text{LHV}}$	$kW_{\text{HHV}}$	$kW_{\text{e-Stack}}$
500		1,8	3,5	53	694	821	1005
Wert (0,005787 kg·s <sup>-1</sup> )	1,7	2,25	83	694	821	960	
	(0,000101 kg 0 )	1,5	0,25	744	694	821	838
Größe	Leistung am Trafo+AC/DC	Verdichter Leistung	Pumpen- leistung	P <sub>gesamt</sub> (ink Trocknung	d. Wirkungs- g) grad LHV	Wirkur H	ngsgrad HV
Einheit	kW <sub>Trafo+AC/DC</sub>	kW <sub>Ver</sub>	kW <sub>Pu</sub>	kW <sub>e</sub>	-		-
	1016	14	<<1	1062	0,64	0,	77
Wert	971	14	<<1	1004	0,69	0,	82
	846	14	<<1	888	0,78	0,	92

Tabelle 8-1:	Berechnungswerte	für ein 1	MW <sub>a</sub> -System

Aus der Wasserstoffproduktionsrate (in kg·s<sup>-1</sup>) ist mit Gleichung 6-32 die Leistung des Verdichters berechnet werden. Da angenommen wird, dass die Elektrolyseure unabhängig vom Betriebspunkt minimal 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag und bei der Skalierung ein Vielfaches hiervon erzeugen, ist die errechnete Leistung des Verdichters für alle Betriebspunkte gleich. Die errechnete Pumpenleistung gilt näherungsweise sowohl für Variante 1 (Versorgung Anode und Kathode) als auch für die Variante 2 (ausschließliche Versorgung der Kathode), da die zirkulierenden Wassermengen gering ausfallen. Wie aus Tabelle 8-1 hervorgeht, entspricht eine Produktionsrate von 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag einer elektrischen Eingangsleistung ( $P_{gesamt}$ ) von ungefähr 1 MW<sub>e</sub>. Zur Berücksichtigung der Verluste in der Trocknungsanlage und der Entfernung des Restsauerstoffs wurden für die Wirkungsgradberechnung in Tabelle 8-1 3 % berücksichtigt.

Zur Skalierung der Produktionsmengen >500 kgH<sub>2</sub> pro Tag wird eine modulare Verschaltung von 20 MW<sub>e</sub> Modulen angenommen. In Abbildung 8-3 und Abbildung 8-4 und ist das Prinzip hierfür für die klassische Variante und die ausschließlich kathodische Versorgung dargestellt.



Abbildung 8-3: Skalierungs-Konzept beim klassischen Konzept (Versorgung von Anode und Kathode)



Abbildung 8-4: Skalierungs-Konzept beim Konzept mit ausschließlich kathodischer Versorgung

Bis zu einer Leistungskategorie von ungefähr 20 MWe werden pro Modul für den Anoden- und Kathodenkreislauf je ein Wärmeübertrager, eine Pumpe und ein Gas-Wasser-Separator eingesetzt. Pumpenseitig werden hierdurch die Druckverluste infolge der zunehmenden Wassermengen, die für die Wärmeabfuhr notwendig sind, vermieden. Die Systeme bis ~100 MWe sind vielfache des 20 MWe Systems. Jegliche Kostenreduktion >20 MWe wird über die abnehmenden Stack-Kosten und Verdichterkostenfunktion verursacht. Bei Systemen >500 MWe werden die Kostenreduktionen allein durch die abnehmenden Stack-Kosten verursacht, da die Kostenfunktion des Verdichters ein Minimum erreicht. Die größte betrachtete Produktionsmenge beträgt 21.000 Tonnen Dies entspricht pro Tag. einer betriebspunktabhängigen elektrischen Leistungsaufnahme von ~40 bis 50 GWe. Bei einem Tagen kontinuierlichen **Betrieb** an 365 im Jahr entspreche dies einer Wasserstoffproduktionsmenge von 7,665 Millionen Tonnen.

# 8.2 Ergebnisse Selbstkosten Systemvariante: Differenzdruck Anode 1 bar + Kathode 30 bar und ausschließlich Kathode bei 30 bar.

In Abbildung 8-5 ist der Verlauf der spezifischen Selbstkosten in €/kWe und €/kWI HV über der installierten Elektrolyse-Kapazität bei einer Systemeffizienz von ~70 %LHV-H2 dargestellt. Die Selbstkostenverläufe gelten für die in Kapitel 8 eingeführten Varianten und für einen Differenzdruck von 30 bar zwischen Kathode und Anode. Weiterhin wurde für die Berechnung der Selbstkosten die konservative Stack-Variante aus Abschnitt 7.5 gewählt. Die Verläufe in Abbildung 8-5 gelten bei 1.7 V und einer Stromdichte von 2.25 A·cm<sup>-2</sup>. Eine Darstellung der Ergebnisse bei variierender Stromdichte erfolgt ebenfalls in diesem Abschnitt. In den Selbstkosten sind zudem die Kompressorkosten für eine anschließende Verdichtung von 30 bar auf 100 bar eingeschlossen. Gemäß Abbildung 8-5 bietet die ausschließliche Versorgung der Kathode bei kleinen Leistungskategorien – bis ungefähr 6 MWe – einen ökonomischen Vorteil gegenüber der Versorgung der Anode und Kathode. Bei höheren Leistungskategorien ändert sich dies, wodurch ein Schnittpunkt in den Kostenverläufen in Abbildung 8-5 resultiert. Der Schnittpunkt zwischen den beiden Kostenverläufen wird durch die zunehmenden Kosten der Gas-Wasser-Separatoren bei der Variante verursacht, die ausschließlich über die Kathode mit Wasser versorgt wird. Dadurch, dass bei dieser Variante das gesamte Wasser im Kathodenkreislauf zirkuliert, resultiert bei größeren Leistungsklassen ein größerer Kapitalbedarf.

Im Allgemeinen fallen durch die abnehmenden Stack- und Peripheriekosten die spezifischen Selbstkosten bis zu einer installierten Kapazität von 10 GW<sub>e</sub> auf ungefähr 210  $\in$ /kW<sub>e</sub> (300  $\in$ /kW<sub>LHV</sub>) ab und verlaufen danach konstant.



Abbildung 8-5: Spezifische Selbstkosten für PEM-Elektrolyseure im Differenzdruck zwischen Kathode (1 bar) und Anode (30 bar) sowie einer ausschließlichen Versorgung der Kathode bei 30 bar und einer Temperaturdifferenz im Stack von 5 °C. Verläufe gelten bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup> und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

Die Kostenstrukturen der betrachteten System-Varianten aus Abbildung 8-5 bei 1 MW<sub>e</sub> und bei >10 GW<sub>e</sub> sind in Abbildung 8-6 und Abbildung 8-7 dargestellt.



Abbildung 8-6: Kostenstrukturen für PEM-Elektrolyseure im Differenzdruck zwischen Kathode und Anode von 30 bar (links) und ausschließlich kathodischer Versorgung (rechts) für ein 1 MW<sub>e</sub>-System. Kostenstrukturen gelten bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>. System-Effizienz  $\eta_{LHV} \sim 0,7$ .



Abbildung 8-7: Kostenstrukturen für PEM-Elektrolyseure im Differenzdruck zwischen Kathode und Anode von 30 bar (links) und ausschließlich kathodischer Versorgung (rechts) bei >10 GW<sub>e</sub>-Systemen. Kostenstrukturen gelten bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>. System-Effizienz  $\eta_{LHV} \sim 0,7$ .

Bei den 1 MW<sub>e</sub>-Systemen ist der Stack mit ungefähr 50-53 % der Hauptkostenverursacher und die Leistungselektronik verursacht knapp 14-15 % der Systemselbstkosten. Die sonstige Systemperipherie trägt zu ungefähr 30 % zu den Kosten bei. Der hohe Kostenanteil des Stacks bei den kleinen Leistungsgrößen wird dadurch verursacht, dass die Stack-Kosten über die modellierte Gleichung 7-1 mit zunehmender Bezugsmenge abnehmen. Bei den Systemen >10 GW<sub>e</sub> ist die Leistungselektronik der größte Kostenverursacher (~35-38 %). Der Stack trägt zu ~25-26 % zu den Kosten bei. Gemäß Abbildung 8-7 steigt bei der ausschließlichen Versorgung der Kathode der Kostenanteil der Gas-Wasser-Separatoren im Vergleich zur Versorgung von Anode und Kathode von 6 % auf 12 %. Da mit steigender Stromdichte weniger Zellen für die Produktion von 500 kgH<sub>2</sub> pro Tag benötigt werden, würde im Allgemeinen der Anteil der Stackkosten an den Systemkosten bei höheren Stromdichten sinken und bei

sinkenden Stromdichten steigen. Auf diesen Zusammenhang wurde in Abschnitt 7.6 mit Hilfe von Abbildung 7-26 eingegangen. Daher würden bei einem Betriebspunkt von 1,5 V und 0,25 A·cm<sup>-2</sup> (Systemeffizienz von ~79  $%_{LHV-H2}$ ) und einer installierten Kapazität von >10 GW<sub>e</sub> über 80 % der Systemselbstkosten durch die Stacks verursacht werden. Die Kostenstruktur eines solchen Systems ist in Abbildung 8-8 dargestellt.



Abbildung 8-8: Kostenstruktur für PEM-Elektrolyseure im Differenzdruck zwischen Kathode und Anode von 30 bar (links) und ausschließlich kathodischer Versorgung (rechts) bei >10 GW<sub>e-System</sub>. Kostenstrukturen gelten bei 1,5 V und 0,25 A·cm<sup>-2</sup>. System-Effizienz  $\eta_{LHV} \sim 0,79$ .

Der Einfluss der Stromdichte auf die spezifischen Selbstkosten bei 1,7 V und bei einer installierten Leistung von >10 GW<sub>e</sub> ist in Abbildung 8-9 dargestellt. Für beide Varianten wurden in Abbildung 8-9 zudem die Kostenverläufe bei Verwendung der innovativen Stack-Variante aufgenommen. Die blaue Box in Abbildung 8-9 markiert die Stromdichte-Spanne zwischen einer 180 µm Membran und einer 50 µm starken Membran bei diesem Betriebspunkt. Gemäß Abbildung 8-9 fallen die spezifischen Selbstkosten stark mit zunehmender Stromdichte. Inwieweit Stromdichten von 8 A  $\cdot$  cm<sup>-2</sup> in diesem Betriebspunkt erreicht werden können, wird durch kontinuierliche Forschung und Entwicklung zu prüfen sein.

Die spezifischen Systemselbstkosten bei variierender Stromdichte für die Betriebspunkte 1,8 V, 1,6 V und 1,5 V und >10 GW<sub>e</sub> installierter Kapazität befinden sich in Tabellen im Anhang (ab Abschnitt 10.11.2). Bei allen untersuchten Systemvarianten resultierte ein ähnlicher Kostenverlauf wie in Abbildung 8-5. Ab installierten Kapazitäten von >10 GW<sub>e</sub> verhält sich der Kostenverlauf zudem konstant. Im nächsten Abschnitt werden daher die Selbstkostenwerte der untersuchten Systemvarianten bei 10 GW<sub>e</sub> installierter Gesamtkapazität und dem Betriebspunkt von 1,7 V gegenübergestellt. Dies entspricht einer Systemeffizienz von ungefähr 70  $%_{LHV}$ .



Abbildung 8-9: Verlauf der spezifischen Systemselbstkosten bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Verläufe gelten für unterschiedliche Systemkonfigurationen, bei >10 GWe installierter Leistung und einer Systemeffizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

### 8.3 Gegenüberstellung aller untersuchten Systemvarianten bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>: Selbstkosten, *Fixed Capital Investments*, mögliche Verkaufspreise und *Total Capital Investments* der Systemvarianten

Eine Gegenüberstellung der spezifischen Selbstkosten in  $\notin/kW_e$  bei einem Betriebspunkt von 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup> und einer Systemeffizienz von ~69-71 %<sub>LHV</sub> aller untersuchten Systemvarianten bei 1 MW<sub>e</sub> und 10 GW<sub>e</sub>, können Abbildung 8-10 entnommen werden. Auf der x-Achse finden sich die Betriebsdrücke der untersuchten Systemkonfigurationen. Die Werte aus Abbildung 8-10 sind zudem in Tabelle 8-2 aufgeführt.

Gemäß Abbildung 8-10 und Tabelle 8-2 bewegen sich die Selbstkosten von atmosphärischen Systemen bei >10 GW<sub>e</sub> installierter Kapazität auf ungefähr 160 bis 175 €/kW<sub>e</sub>. Da bei einem atmosphärischen Betrieb kein Kompressor benötigt wird und die Systemperipherie nicht für den Druckbetrieb ausgelegt werden muss, resultieren bei diesen Systemkonfigurationen die geringsten Selbstkosten. Eine atmosphärisch betriebene Elektrolyse ist für Anwendungen interessant, bei denen kein komprimierter Wasserstoff benötigt wird. Durch den Wegfall des Kompressors erhöht sich zudem der Wirkungsgrad über 70 %<sub>LHV</sub>.



Abbildung 8-10: Selbstkosten der untersuchten Systemvarianten in  $\text{\&}/\text{kW}_{\text{e}}$  bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>.

#### Tabelle 8-2: Selbstkosten der untersuchten Systemvarianten. aus Abbildung 8-10 in €/kWe.

	10 GW <sub>e</sub> konservativer Stack	10 $GW_e$ innovativer Stack
Systemvariante	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>e</sub>
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	173	160
Kathode 1 bar	169	157
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	206	193
Kathode 30 bar	215	202
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	243	230
Kathode 100 bar	266	253

Für unter Druck betriebene Elektrolyseure bewegen sich die spezifischen Selbstkosten bei >10 GW<sub>e</sub> installierter Kapazität im Allgemeinen im Bereich von ungefähr 190 bis 270 €/kW<sub>e</sub>. Aus Tabelle 8-2 ist weiterhin die Systemvariante interessant, bei der die Anode auf 70 bar ausgelegt ist und die Kathode auf 100 bar. Durch den Kathodendruck von 100 bar ist es möglich, den erzeugten Wasserstoff direkt in eine Pipeline zu injizieren, wodurch der Kompressor entfällt. Gemäß Tabelle 8-2 bewegen sich die spezifischen Selbstkosten dieser Systemvariante ungefähr zwischen 230 und 270 €/kW<sub>e</sub>. Durch den Wegfall des Kompressors entfällt, analog zur atmosphärischen Varianten, ein elektrischer Verbrauch, wodurch sich der Wirkungsgrad leicht über 70 %<sub>LHV</sub> erhöht. Eine Darstellung der Werte aus Abbildung 8-10 und Tabelle 8-2 in €/kW<sub>LHV</sub> können Abbildung 8-11 und Tabelle 8-3 entnommen werden. Prinzipiell sind die Erläuterungen zu Abbildung 8-11 und Tabelle 8-3 die gleichen wie bei Abbildung 8-10 und Tabelle 8-2.



Abbildung 8-11: Selbstkosten der untersuchten Systemvarianten in €/kW<sub>LHV</sub> bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>.

Tabelle 8-3: Selbstko	sten der untersuchten	Systemvarianten aus	Abbildung 8-	11 in	€/kW <sub>LHV</sub> .
-		10 CW		_	

	konservativer Stack	10 GW <sub>e</sub> innovativer Stack
Systemvariante	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	246	228
Kathode 1 bar	242	224
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	297	279
Kathode 30 bar	312	293
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	350	332
Kathode 100 bar	386	368

Eine Darstellung der Selbstkosten, der *Fixed Capital Investments*, möglicher Verkaufspreise und der *Total Capital Investments* in €/kW<sub>e</sub> ist in Abbildung 8-12 zu finden.



### Abbildung 8-12: Darstellung der Selbstkosten, der *Fixed Capital Investments*, möglicher Verkaufspreise und der *Total Capital Investments* in €/kW<sub>e</sub> bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>.

Wie Abbildung 8-12 zu entnehmen ist, verdoppeln sich die Selbstkosten insgesamt durch die Zuschläge gemäß Gleichung 3-22 (*Fixed Capital Investments*), den angenommenen Margen, den Steuern und des *Working Capitals*. Da die Zuschläge für alle Komponenten vorgenehmen werden, ist die Zunahme in den Werten linear. Eine Darstellung der Werte aus Abbildung 8-12 in €/kW<sub>LHV</sub> findet sich in Abbildung 8-13. Die entsprechenden absoluten Werte aus Abbildung 8-12 und Abbildung 8-13 finden sich in Tabelle 8-4.



Abbildung 8-13: Darstellung der Selbstkosten, der *Fixed Capital Investments*, möglicher Verkaufspreise und der *Total Capital Investments* in €/kW<sub>LHV</sub> bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>.

Tabelle 8-4: Selbstkosten, *Fixed Capital Investments*, mögliche Verkaufspreise, *Total Capital Investments* in €/kW<sub>e</sub> & €/kW<sub>LHV</sub> bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>. Wert aus Abbildung 8-12 und Abbildung 8-14.

	10 GW <sub>e</sub> -System	10 GW <sub>e</sub> -System
	konservativer Stack	innovativer Stack
	€/kW <sub>e</sub>	
Selbs	tkosten System	
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	173	160
Ausschließlich Kathode 1 bar	169	157
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	206	193
Ausschließlich Kathode 30 bar	215	202
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	243	230
Ausschließlich Kathode 100 bar	266	253
Fixed Capita	al Investments System	
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	288	266
Ausschließlich Kathode 1 bar	282	260
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	332	311
Ausschließlich Kathode 30 bar	341	320
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	386	365
Ausschließlich Kathode 100	415	394

Inklusive Margen und Steuern = Mögliche Verkaufspreise des Systems

Anode 1 bar + Kathode 1 bar	375	345
Ausschließlich Kathode 1 bar	369	337
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	431	400
Ausschließlich Kathode 30 bar	442	411
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	499	467
Ausschließlich Kathode 100	535	505
Inklusive Working Capital	= Total Capital I	nvestments
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	395	363
Ausschließlich Kathode 1 bar	388	355
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	454	421
Ausschließlich Kathode 30 bar	465	433
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	525	492
Ausschließlich Kathode 100	563	532
€/k	NLHV	
Selbst	kosten	
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	246	228
Ausschließlich Kathode 1 bar	242	224
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	297	279
Ausschließlich Kathode 30 bar	312	293
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	350	332
Ausschließlich Kathode 100	386	368
Fixed Capital Inv	estments Syste	m
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	409	378
Ausschließlich Kathode 1 bar	403	372
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	478	447
Ausschließlich Kathode 30 bar	494	463
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	556	525
Ausschließlich Kathode 100	602	571
Inklusive Margen und Steuern = Mö	gliche Verkaufs	spreise des Systems
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	534	489
Ausschließlich Kathode 1 bar	527	483
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	620	577
Ausschließlich Kathode 30 bar	640	597
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	718	674
Ausschließlich Kathode 100	775	731
Inklusive Working Capital	= Total Capital I	nvestments
Anode 1 bar + Kathode 1 bar	562	515
Ausschließlich Kathode 1 bar	555	508
Anode 1 bar + Kathode 30 bar	653	607
Ausschließlich Kathode 30 bar	674	628
Anode 70 bar + Kathode 100 bar	756	709
Ausschließlich Kathode 100	816	769

Um eine Einordnung der berechneten Werte zu erhalten, erfolgt im nächsten Abschnitt ein Ergebnisvergleich der berechneten Systemkosten mit Werten, die in der Literatur bereits veröffentlicht wurden.

#### 8.4 Ergebnisvergleich der Selbstkosten mit Literaturwerten

Für den Ergebnisvergleich mit der Literatur werden die Studie des *National Renewable Energy Labs* (kurz NREL) aus dem August 2019 und die PlanDelyKaD-Studie herangezogen. Zuerst erfolgt ein Vergleich mit der NREL-Studie.

#### Ergebnisvergleich mit NREL-Studie [26]

Die Berechnungen in der NREL-Studie wurden für einen Elektrolyseur durchgeführt, der bei 1,7 V und 1,7 A·cm<sup>-2</sup> betrieben werden soll. Der Betriebsdruck wird im Bereich von 0 bis 30 bar und die Systemeingangsleistung wird mit ungefähr 1 MW<sub>e</sub> angegeben. Die spezifischen Systemkosten/Selbstkosten (ohne Marge und Installationskosten) betragen in dieser Studie ~250 \$<sub>2015</sub>/kW<sub>e</sub>. Da in den Untersuchungen dieser Arbeit ebenfalls ein Elektrolyseur mit einem Differenzdruck von 30 bar ausgelegt wurde, bietet sich ein Ergebnisvergleich an dieser Stelle an. Hierfür wurden in Abbildung 8-15 die Kostenwerte der NREL-Studie und dieser Arbeit bei 1,7 V und 1,7 A·cm<sup>-2</sup> eingetragen. Im Vergleich zur NREL-Studie liegen die berechneten Kosten in dieser Arbeit zwischen 210 bis 230 €/kW<sub>e</sub> und sind somit niedriger (vgl. Abbildung 8-15). Im Unterschied zur NREL-Studie, sind in den Kostenwerten dieser Arbeit auch die Kompressor-Kosten enthalten.



Abbildung 8-15: Einfluss der Stromdichte bei >10 GW<sub>e</sub> installierter Systemkapazität und  $\eta_{System-LHV}$  ~0,7 und 1,7 V auf die Selbstkosten. Weiterhin Selbstkostenvergleich zwischen der Studie des National Renewable Energy Labs [26] und den Ergebnissen dieser Arbeit für einen Betriebsdruck von 30 bar.

#### Ergebnisvergleich mit PlanDelyKaD-Studie [7]

In der PlanDelvKaD-Studie wurde in einem Konsortium ein PEM-Elektrolvseur bei einem Betriebsdruck von 75 bar sowie einem Betriebspunkt von 1.65 V und 2.5 A·cm<sup>-2</sup> ausgelegt. Dies entspricht einer spezifischen Leistung von 4,125 W·cm<sup>-2</sup>. Gemäß dieser Studie liegen die Investitionskosten des 100 MWe Systems bei 305 €/kWe. In diesen Kosten sind enthalten: die Investitionen der Stacks, die Investitionen für die Hauptkomponenten gemäß eingeholter Kosten Installationskosten. Angebote. Abschätzungen von für Kleinteile. Planung Wasserstoffanlagen. Stahl/Rohrleitungsbau für Gebäudekosten. unvorhergesehenes. unternehmerischer Gewinn und Forschungskosten. Steuern und Working Capital wurden in der PlanDelvKaD-Studie nicht eingerechnet. Ein Kompressor ist ebenfalls nicht Teil des betrachteten Systems.

In dieser Arbeit wurde ein PEM-Elektrolyseur bei einem Betriebsdruck von 100 bar ausgelegt. Daher bietet sich ein Ergebnisvergleich mit dieser Studie an. Hierfür wurden die Ergebnisse der PlanDelyKaD-Studie und die Ergebnisse dieser Arbeit (inklusive Margen und Faktoren zur Berücksichtigung von unvorhergesehenem und Hilfseinrichtungen, jedoch exklusive Steuern und *Working Capital*) bei einer spezifischen Leistung von 4,125 W·cm<sup>-2</sup> in Abbildung 8-16 eingetragen. Im Vergleich zur PlanDelyKaD-Studie liegen die berechneten Kosten in dieser Arbeit für diese Systemkonfiguration zwischen 380 bis 420 €/kW<sub>e</sub> und sind somit höher (vgl. Abbildung 8-16). Eine 100-prozentige Vergleichbarkeit ist jedoch schwierig, da in der Studie keine Angaben gemacht werden, ob die Anode auch für Druckbetrieb ausgelegt ist, oder bei atmosphärischem Druck betrieben wird und das Kostenmodell des Stacks nicht veröffentlicht wurde.



Abbildung 8-16: Einfluss der Stromdichte bei >10 GW<sub>e</sub> installierter Systemkapazität und  $\eta_{System-LHV}$  ~0,7 und 1,7 V auf die Selbstkosten. Weiterhin Ergebnisvergleich zwischen der PlanDelyKaD-Studie [7] und den Ergebnissen in dieser Arbeit für einen Betriebsdruck von 75 bis 100 bar.

Ein Ergebnisvergleich mit den Expertenbefragungen ist schwierig, da in diesen Studien lediglich einzelne Kostenwerte veröffentlicht werden. Im Allgemeinen decken sich die Ergebnisse in

dieser Arbeit mit bisherigen Kostenabschätzungen. Die Selbstkosten der untersuchten Varianten bewegen sich bei einem Betriebspunkt von 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup> in einer Spanne von 160 bis  $270 \notin /kW_e$  (vgl. Tabelle 8-2).

Im nächsten Kapitel werden die einzelnen Kapitel und die Ergebnisse der Arbeit zusammenfassend diskutiert.

#### 9 Zusammenfassung und Fazit der einzelnen Kapitel der Arbeit

Im Rahmen dieser Arbeit wurde eine technische und ökonomische Bewertung der Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse auf Basis eines entwickelten Kostenmodells durchgeführt. Ein besonderer Schwerpunkt bestand darin eine transparente und anwendungsgerechte Beurteilung der Selbstkosten durchzuführen.

Hierfür wurden in **Kapitel 2** zunächst der Aufbau der Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse, die Materialien des Stacks sowie die Grundlagen der Wasserelektrolyse diskutiert. Folgendes konnte aufgezeigt werden:

- Charakteristische Peripheriekomponenten des Elektrolyseurs sind Pumpen, Verdichter, Wärmeübertrager, Gas-Wasser-Separatoren und die Leistungselektronik.
- Charakteristische Stack-Komponenten sind die Endplatten, Stromverteilerplatten, Isolationsplatten, Rahmen, Bipolarplatten, anodische und kathodische Gasdiffusionsschichten und die Membran-Elektroden-Einheiten.
- Typische Materialien des Stacks sind Edelstahl, Stahl, Kupfer, Kunststoffe, Titan, Kohlenstoff, Platin, Iridium und protonleitende Kunststoffe wie beispielsweise Nafion<sup>®</sup>.

Als vorteilhafte Methode für die Berechnung der Stack-Selbstkosten wurden in **Kapitel 3** die Detailkalkulation und die Maschinenstundensatzrechnung identifiziert. Hierfür wurden die Materialien und die Fertigungsverfahren der einzelnen Stack-Komponenten detailliert analysiert werden. Als Methode für die Kostenbestimmung der Anlagenperipherie wurde eine Kostenfunktionsmethode aus der Prozessindustrie identifiziert.

In **Kapitel 4** wurden die potenziellen Materialkosten quantifiziert. Die benötigte Katalysatormenge wurde als Funktion der Stromdichte, der spezifischen Flächenbeladung und der jährlichen Betriebszeit des Elektrolyseurs berechnet. Folgendes konnte aufgezeigt werden:

- Bei Bezugsmengen von >1000 kg können folgende Materialkosten erwartet werden: Edelstahl ~3,5 €·kg<sup>-1</sup>, Stahl ~0,5 €·kg<sup>-1</sup>, Polyphenylensulfid Granulat ~8 €·kg<sup>-1</sup>, Kupfer ~8 €·kg<sup>-1</sup>, Titanblech ~16 €·kg<sup>-1</sup>, Titanpulver ~55 €·kg<sup>-1</sup>. Bei Nafion<sup>®</sup> sind Materialkosten von ~105 €·kg<sup>-1</sup> ab Bezugsmengen von >10.000 kg erwartbar. Für Platinkatalysatoren und Iridiumkatalysatoren lieferte die Analyse Materialkosten von ~55 €·g<sup>-1</sup>.
- Die jährliche Abbaumenge von Platin im Jahr 2015 betrug nach den Recherchen dieser Arbeit 210 Tonnen, die von Iridium im Jahr 2016 7,1 Tonnen. Die Steigerung der Stromdichte und der jährlichen Betriebszeit des Elektrolyseurs reduzieren die volkswirtschaftlich benötigten Katalysatormengen. Daher sind sowohl aus Effizienz- als auch aus Ressourcensicht dünne Membranen einzusetzen. Um dies aufzuzeigen, wurde der jeweilige Iridium- und Platinbedarf in Tonnen für eine jährliche beispielhafte Wasserstoffmenge von 3 Millionen Tonnen als Funktion der Stromdichte, der jährlichen Laufzeit des Elektrolyseurs und der spezifischen Katalysatorbeladung ermittelt. Besonders auf der Anode müssen die Katalysatorbeladungen im Hinblick auf die gegenwärtige Verfügbarkeit von Iridium weiter reduziert werden. Jedoch konnten bereits Beladungen von 0,25 mg·cm<sup>-2</sup> von Iridium und Platin 1500 h ohne Stabilitätsverlust erfolgreich getestet werden (vgl. Abschnitt 4.7 und 5.6). Zusätzlich wurde in der Literatur bereits das Recycling der verwendeten Katalysatoren erfolgreich demonstriert. Hierbei konnten >98 % der Katalysatoren in der Membran-Elektroden-Einheit wiedergewonnen werden.

• Die Wasserstoffversprödung von Titan kann durch Kohlenstoffbeschichtung unterbunden werden. In Tests wurde eine kommerzielle Beschichtung dafür qualifiziert. Diese Beschichtung sollte zukünftig im praxisnahen Langzeitbetrieb weiter untersucht werden.

In **Kapitel 5** wurden der Produktionsaufwand des Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse Stacks, die erwartbaren Maschineninvestitionen und die Herausforderungen bei der Skalierung einzelner Komponenten diskutiert. Folgendes wurde festgestellt:

- Für die Herstellung der Stack-Komponenten können bestehende Fertigungsverfahren eingesetzt werden. Optimierungspotential wird jedoch darin gesehen, die Fertigungstechnologien auf die Herstellung der Stack-Komponenten zu optimieren. In diesem Zusammenhang sollte zukünftig auch die Formung von Titan höheren Reinheitsgrades näher untersucht werden.
- Bei den Maschineninvestitionen haben sich die Umformmaschine, die Physikalische Gasphasenabscheidung und die Membranherstellung als kapitalintensiv hervorgetan.
- Mit den recherchierten Maschineninvestitionen konnten f
  ür einen Zweischicht-Betrieb á 8 h folgende Maschinenstundens
  ätze berechnet oder recherchiert werden: Umformmaschine 830 €·h<sup>-1</sup>, Membranherstellung 318 €·h<sup>-1</sup> und Physikalische Gasphasenabscheidung 318 €·h<sup>-1</sup>.
- Weiterhin gibt es ein Potential die End-, Isolations- und Stromverteilerplatte, die Bipolarplatte und den Rahmen sowie die Bipolarplatte und die Gasdiffusionsschicht als Baugruppen vorzuassemblieren. Hierdurch würde der Zusammenbau der Stacks vereinfacht werden.

Aus den Erkenntnissen der Kapitel 2 bis Kapitel 5 wurde in **Kapitel 6** eine Methodik entwickelt, um schrittweise die Selbstkosten des Elektrolyse-Systems zu ermitteln und diese in Abhängigkeit der Stromdichte in Euro pro Kilowatt Systemleistung (€/kW<sub>e</sub>) und Euro pro Kilowatt Wasserstoff-Heizwertleistung (€/kW<sub>LHV</sub>) zu spezifizieren. Hierbei wurde wie folgt vorgegangen

- Es wird angenommen, dass sich die Selbstkosten des Stacks aus den Materialeinzelkosten, den maschinenabhängigen Kosten und sonstigen Kosten wie Vertrieb und Verwaltung zusammensetzen.
- Die Anschaffungskosten der Peripheriekomponenten (Pumpen, Kompressoren, Wärmeübertrager, Gas-Wasser-Separatoren) sind mit einer Methodik aus der chemischen Industrie bestimmt worden. Die Anschaffungskosten der Leistungselektronik sind auf Basis eines Expertengespräches ermittelt und mit Literatur abgeglichen worden.
- Zur Berücksichtigung von unvorhergesehen Ereignissen und Hilfseinrichtungen, die beim Bau einer Anlage auftreten können und notwendig sind, wurden die Selbstkosten des Stacks und der Peripheriekomponenten mit Faktoren aus der chemischen Industrie aufgeschlagen. Hierdurch ergeben sich aus den Selbstkosten die *Fixed Capital Investments*.
- Das Total Capital Investment beinhaltet neben der Marge und den Steuern auch das Working Capital (Umlaufvermögen), das benötigt wird, um den Anlagenbetrieb in der Startphase des Betriebs zu finanzieren. Das Working Capital macht 5 % der Gesamtinvestition aus.
- Durch die Trennung von Selbstkosten, den *Fixed Capital Investments*, den möglichen Verkaufspreisen und den *Total Capital Investments* ist eine Darstellung der Ergebnisse frei von Faktoren möglich. Die ermittelten Werte sind anschließend in Euro pro Kilowatt

Systemleistung (€/kW<sub>e</sub>) und Euro pro Kilowatt Wasserstoff-Heizwertleistung (€/kW<sub>LHV</sub>) spezifiziert worden.

Im ersten Teil der Ergebnisauswertung werden in **Kapitel 7** die ermittelten Selbstkosten der untersuchten Stack-Komponenten diskutiert. Folgendes konnte aufgezeigt werden:

- Für die einzelnen untersuchten Stack-Komponenten konnten folgende Spannen für die Selbstkosten pro Stück ermittelt werden: Endplatte 315 bis 1.961 €, Stromverteilerplatte 1.085 €, Isolationsplatte 840 €, Rahmen 5,6 €, Bipolarplatten 18 bis 61 €, Gasdiffusionsschichten Anode 63 bis 95 €, Gasdiffusionsschichten Kathode 28 €, Membran-Elektroden-Einheit 344 €.
- Aus den untersuchten Varianten wurden zwei mögliche Stack-Aufbauten erstellt ein konservativer Aufbau und ein innovativer Aufbau. Beim konservativen Aufbau wird angenommen, dass die Bipolarplatte anodenseitig und die anodische Gasdiffusionsschicht beidseitig mit 0,1 mg·cm<sup>-2</sup> Iridium beschichtet werden. Beim innovativen Aufbau wird angenommen, dass die anodische Gasdiffusionsschicht an die Bipolarplatte gebunden wird und hierdurch die Gasdiffusionsschicht nur einseitig mit 0,1 mg·cm<sup>-2</sup> beschichtet wird. Hierdurch ergibt sich ein Selbstkostenvorteil von 24 % zwischen diesen beiden Aufbauten, wodurch ein starkes Kostenreduktionspotential durch weitere Forschung und Entwicklung und alternative Stack-Designs ermöglicht werden kann.
- Die Hauptkostentreiber im Stack sind die Membran-Elektroden-Einheit mit 50 % bis 63 % und die anodische Gasdiffusionsschicht mit 13 % bis 16 % Kostenanteil an den Stack-Kosten.

In **Kapitel 8** wurde der Einfluss des Betriebsdruckes, des Betriebspunktes und des Systemlayouts auf die Systemselbstkosten in €/kW<sub>e</sub> analysiert, wobei eine elektrische Leistung des Stacks von ~1 MW<sub>e</sub> die Basisbezugsgröße hierfür bildet. Folgendes konnte hierbei aufgezeigt werden:

- Grundsätzlich wurden drei Systemkonfigurationen untersucht: Ein atmosphärisches System, bei dem die Anode und Kathode bei 1 bar betrieben werden, ein System mit Anodendruck bei 1 bar und Kathodendruck bei 30 bar mit anschließender Verdichtung des Wasserstoffs auf 100 bar und ein System mit Anodendruck bei 70 bar und Kathodendruck bei 100 bar. Bei allen drei Systemkonfigurationen wurde zudem untersucht, wie sich die Selbstkosten verhalten, wenn ausschließlich die Kathode mit Wasser versorgt wird, wodurch die Systemperipherie auf der Anode entfällt.
- Bei einem Betriebspunkt von 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup> (Systemeffizienz ~70 %<sub>LHV</sub>) ergibt sich für die Systemkonfiguration Anode 1 bar und Kathode 1 bar eine Spanne in den Selbstkosten von 157 bis 173 €/kW<sub>e</sub> (mögliche *Total Capital Investments* 355 bis 395 €/kW<sub>e</sub>).
- Für die Systemkonfiguration Anode 1 bar und Kathode 30 bar resultierte beim selben Betriebspunkt eine Spanne in den Selbstkosten von 190 bis 215 €/kW<sub>e</sub> (mögliche *Total Capital Investments* 421 bis 465 €/kW<sub>e</sub>). In dieser Systemkonfiguration sind auch die Kosten des Kompressors für eine Verdichtung des Wasserstoffs von 30 bar auf 100 bar enthalten.
- Für die Systemkonfiguration Anode 70 bar und Kathode bei 100 bar resultierte beim selben Betriebspunkt eine Selbstkostenspanne von 230 bis 270 €/kW<sub>e</sub> (mögliche *Total Capital Investments* 492 bis 563 €/kW<sub>e</sub>).

#### 9 Zusammenfassung und Fazit der einzelnen Kapitel der Arbeit

- Hierdurch wurde aufgezeigt, dass im Allgemeinen mit steigendem Betriebsdruck die Selbstkosten steigen.
- Bei Leistungsklassen bis ungefähr 6 MW wurde zudem bei den Systemen im Druckbetrieb (Anode 1 bar und Kathode 30 bar, sowie Anode 70 bar und Kathode 100 bar) ein Kostenvorteil bei ausschließlich kathodischer Wasserversorgung des Stacks ermittelt.
- Im Allgemeinen bewegen sich die Selbstkostenwerte bei einem Betriebspunkt von 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup> und in Abhängigkeit der Systemkonfiguration zwischen 157 bis 270 €/kW<sub>e</sub>.
- In diesen Kosten sind enthalten: Der Stack, die Leistungselektronik, die Zirkulationspumpen, die Wärmeübertrager, die Gas-Wasser-Separatoren, die Gasreinigung sowie die Wasseraufbereitung und in Abhängigkeit des Betriebsdruckes der Kompressor zur Verdichtung des Wasserstoffs von 30 bar auf 100 bar.
- Bei der Systemkonfiguration Anode 1 bar und Kathode 30 bar konnte bei einem Betriebspunkt von 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup> folgende Kostenstruktur aufgedeckt werden: Mit ~38 % trägt die Leistungselektronik zum größten Teil an den Systemkosten bei. Der Stack und die Trocknung machen jeweils ~26 % und ~10 % der Systemkosten aus. Da im Stack 50 % bis 63 % der Kosten von der Membran-Elektroden-Einheit verursacht werden, macht diese Komponente ~14 % bis 18 % der Systemkosten aus. Diese resultierende Kostenstruktur darf als keineswegs starr betrachtet werden. So ist zu erwarten, dass die Kosten der Leistungselektronik durch die zunehmende Elektrifizierung im Zuge der Energiewende und hierdurch steigender Nachfrage und Produktionsvolumina weiter sinken.

#### 10 Anhang



#### 10.1 Anhang zu Abschnitt 6.1.2

Selbstkostenverteilung von 2 Endplatten in€

Abbildung 10-1: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zu Abschnitt 6.1.2 (Endplatte Stahl).



Abbildung 10-2: Sensitivitätsanalyse zur Endplatte aus unlegiertem Stahl aus Abschnitt 6.1.2.

#### 10.2 Berechnungsblatt Endplatte Edelstahl, Anhang zu Abschnitt 7.1

Tabelle 10-1: Eingabe- (blau) und Ausgabeparameter (grün) für die Endplattenfertigung für Edelstahl

1. Schritt: Endplatte in Form sch	neiden			
Kenngröße	Einheit	Wert		
Dicke Endplatte	m	0.08		
Umfang	m	2.95		
Schnittkosten (Funktion der Dicke) [136]	€	9.80		
Schneidegeschwindigkeit [136]	mm∙min <sup>-1</sup>	373.25		
Schneidezeit pro Bauteil	h	0.13		
Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	n	26684.2		
2. Schritt: Endplatte plan fräsen und Bohrunge	n für Zuganke	r einbringe	en	
Fertigungszeit M20 Bohrung [137]	m·min <sup>-1</sup>	0.3		
Anzahl Bohrungen	-	40		
Dicke Endplatte	m	0.08		
Gesamte Bohrzeit	h	0.18		
Vorschub Fräse für Edelstahl [137]	m∙h <sup>-1</sup>	79.45		
Breite Fräskopf	m	0.05		
Fräszeit eine Seite	h	0.010		
Fräszeit+Bohrzeit	h	0.33		_
Jahresstunden bei 2 Schichtsystem	h	3520		
Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	n	10645		
Masse Platten bei n Stück	kg	3363824		
Maschinenstundensatz Fräsen/Bohren [79]	€·h⁻¹	60		
Maschinenstundensatz Schneiden [136]	€·h⁻¹	43		
Anzahl Iterationen Monte-Carlo	n	100000		
Spezifischer Materialkosten bei Menge	€·kg⁻¹	3.02	3.52	4.5
Kostenaufschlagsfaktor KAF	€	0.5	0.7	0.7
Stück pro Stack	n	2		

Die Erklärungen zu Tabelle 10-1 sind identisch mit denen von Tabelle 6-6 aus Abschnitt 6.1.2.



Abbildung 10-3: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte-Carlo-Simulation zu Abschnitt 7.1 (Endplatte Edelstahl).

In Abbildung 10-3 ist das Paretodiagramm für die Selbstkosten von zwei Endplatten aus Edelstahl dargestellt.

#### 10.3 Berechnungsblatt Isolationsplatte, Anhang zu Abschnitt 7.1

#### Tabelle 10-2: Eingabe- (blau) und Ausgabeparameter (grün) für die Isolationsplattenfertigung.

1. Schritt: Endplatte in Form schneiden			
Kenngröße Einheit	Wert		
Dicke Isolationsplatte m	0.02		
Umfang m	2.83		
tkosten (Funktion der Dicke) [136] €	31.61		
chneidegeschwindigkeit [136] mm·min⁻¹	231.59		
Schneidezeit pro Bauteil h	0.20		
gliche Stückzahl bei 2h Schicht n 17	7292.5788		
lsoplatte plan fräsen und Bohrungen für Zuganke	er einbring	en	
tigungszeit M20 Bohrung [137] m⋅min <sup>-1</sup>	0.3		
Anzahl Bohrungen -	2		
Dicke Isoplatte m	0.02		
Gesamte Bohrzeit h	0.0022		
Vorschub Fräse [137] m·h <sup>-1</sup>	1000.00		
Breite Fräskopf m	0.10		
Fräszeit eine Seite h	0.01		
Fräszeit+Bohrzeit h	0.01		
resstunden bei 2 Schichtsystem h	3520.00		
gliche Stückzahl bei 2h Schicht n 24	88000.00		
	388000.00		
Masse Platten bei n Stück kg 38	00.00		
Masse Platten bei n Stückkg38nenstundensatz Fräsen/Bohren [79]€·h⁻¹	60.00		
Masse Platten bei n Stückkg38nenstundensatz Fräsen/Bohren [79]€·h⁻¹ninenstundensatz Schneiden [136]€·h⁻¹	43.00		
Masse Platten bei n Stückkg38nenstundensatz Fräsen/Bohren [79]€·h⁻¹ninenstundensatz Schneiden [136]€·h⁻¹nzahl Iterationen Monte-Carlon	43.00 100000		
Masse Platten bei n Stückkg38nenstundensatz Fräsen/Bohren [79]	43.00 100000 35.00	45	5
Masse Platten bei n Stückkg38nenstundensatz Fräsen/Bohren [79]	43.00 43.00 100000 35.00 0.5	45 0.7	5

Die Erklärungen zu Tabelle 10-2 sind identisch mit denen von Tabelle 6-6 aus Abschnitt 6.1.2.



## Abbildung 10-4: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zu Abschnitt 7.1 (Isolationsplatte aus Polyphenylensulfid).

In Abbildung 10-4 ist das Paretodiagramm für die Selbstkosten von zwei Isolationsplatten aus Polyphenylensulfid dargestellt.
## 10.4 Berechnungsblatt Stromabnehmer, Anhang zu Abschnitt 7.1

## Tabelle 10-3: Eingabe- (blau) und Ausgabeparameter (grün) für die Stromabnehmerfertigung.

Fertigungsschritte Stroma	bnehmer			
1. Schritt: Endplatte in Form so	chneiden			
Kenngröße	Einheit	Wert	]	
Dicke Stromabnehmer	m	0.02	]	
Umfang	m	2.83		
Schnittkosten (Funktion der Dicke) [136]	€	39.03		
Schneidegeschwindigkeit [136]	mm∙min <sup>-1</sup>	117.79	]	
Schneidezeit pro Bauteil	h	0.40		
Mögliche Stückzahl bei 2 h Schicht	n	8795		
2. Schritt: Stromabnehmer p	olan fräsen			
Fertigungszeit M20 Bohrung [137]	m·min <sup>-1</sup>	0.3		
Anzahl Bohrungen	-	10	]	
Dicke Stromabnehmer	m	0.02		
Gesamte Bohrzeit	h	0.01		
Vorschub Fräse [137]	m∙h <sup>-1</sup>	344.00		
Breite Fräskopf	m	0.05		
Fräszeit eine Seite	h	0.000108	Į	
Fräszeit+Bohrzeit	h	0.01		
Jahresstunden bei 2 Schichtsystem	h	3520.00	]	
Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	n	310781.06	]	
Masse Platten bei n Stück	kg	788060.64	]	
Maschinenstundensatz Fräsen/Bohren [79]	€·h⁻¹	60.00	1	
Maschinenstundensatz Schneiden [136]	€·h⁻¹	43.00	]	
Anzahl Iterationen Monte-Carlo	n	100000	]	
Spezifischer Materialkosten bei Menge	€·kg <sup>-1</sup>	8.00	12	14
Kostenaufschlagsfaktor KAF	€	0.5	0.7	0.75
<b>U</b>			1	

Die Erklärungen zu Tabelle 10-3 sind identisch mit denen von Tabelle 6-6 aus Abschnitt 6.1.2.



## Abbildung 10-5: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation Paretodiagramm zu Abschnitt 7.1 (Stromabnehmer aus Kupfer).

In Abbildung 10-5 ist das Paretodiagramm für die Selbstkosten von zwei Stromabnehmerplatten aus Kupfer dargestellt.

## 10.5 Berechnungsblatt Rahmen, Anhang zu Abschnitt 7.2

### Tabelle 10-4: Berechnungsblatt Rahmen. Eingabegrößen blau, Ausgabegrößen grün

Kenngröße	Einheit	Wert		
a) Spritzdruck Kavität	Pa	6500000		
b) Investitionskosten	€	715000.00		
c) Nutzungsdauer	Jahre	13		
d) Zinssatz	%	7		
e) Abschreibungen	€	55000.00		
f) kalkulatorische Zinsen	€	25025.00		
g) Anzahl Schichten	n	2		
h) Arbeitsstunden pro Schicht	h	8		
i) Arbeitsstunden im Jahr	h	3520		
j) Maschinenstundensatz	€·h⁻¹	24.13		
k) Zykluszeit [169]	h	0.0167		
I) Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	n	211200		
m) Masse Rahmen bei n Stück	kg	236242.2857		
n) Anzahl Iterationen Monte Carlo Simulation	n	100000		
o) Spezifischer Materialkosten bei Menge	€·kg <sup>-1</sup>	3.00	8.00	10.
p) Kostenaufschlagsfaktor KAF	€	0.5	0.70	0.1
s) Stück pro Stack	n	200		

## Erläuterungen zu Tabelle 10-4

Zu a) Spritzdruck Kavität: Angenommener Spritzdruck in Pascal

Zu b) Investitionskosten: Berechnen sich mit Gl. 10-1 und der Annahme, dass pro Kilonewton Schließkraft 50 € anfallen (vgl. Abschnitt5.3).

$$In_{Sp} = A_{proj} * SPD * 50 \frac{\notin}{kN} * 1,1$$
 GI. 10-1

Mit: *In*<sub>Sp</sub> = Invest Spritzgießmaschine in €, *A*<sub>proj</sub> = Rahmenfläche in m<sup>2</sup>, *SPD* = Spritzdruck in kN,

Zu c) bis j): Der Invest wird verwendet um mit Gleichung 3-10 bis Gleichung 3-12 und den Zeilen c) bis j) den Maschinenstundesatz zu berechnen.

Zu I): Die mögliche Stückzahl ergibt sich aus der Division der Jahresstunden (Zeile i) und der Zykluszeit (Zeile k).

Zu m): Aus der Stückzahl wird in dieser Zeile der gesamte Materialbedarf berechnet.

Zu o): Spezifische Materialkosten: In dieser Zeile werden mit dem ermittelten Materialbedarf, die erwartbaren spezifischen Materialkosten aus den erstellten Materialkostenkurven berechnet. Der resultierende Materialpreis geht als dreiecksverteilte Zufallsvariable in die Berechnung ein.

Zu p) Kostenaufschlagfaktor (vgl. Gleichung 6-1 in Abschnitt 6.1)

Zu s) Benötigte Komponentenanzahl für einen Stack aus 100 Zellen. Pro Zelle werden 2 Rahmen angenommen. Daher werden 200 Rahmen bei einem Stack aus 100 aktiven Zellen benötigt.

In Abbildung 10-6 ist das Paretodiagramm für die Selbstkosten von 200 Rahmen auf Polyphenylensulfid dargestellt.



Abbildung 10-6: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zum Rahmen aus Abschnitt 7.2.

## 10.6 Berechnungsblatt Gasdiffusionsschicht Kathode, Anhang zu Abschnitt 7.2

Bei der kathodischen Gasdiffusionsschicht ist von einer Kombination aus Kohlenstoffpapier und einem mit Kohlenstoff beschichtetem Streckmetall ausgegangen worden. Für die Berücksichtigung der Kohlenstoffbeschichtung wurde ein pauschaler Preisaufschlag von 3 €/kg angenommen. Die Gasdiffusionsschicht ist von den Maßen her deckungsgleich mit der aktiven Fläche.

Geome	trische G	rößen Strecken			
a) Dicke Streckmetall	m		0.001		
		Maschenlänge	Maschenbreite	Stegbreite	
b) Grob	mm	2	2	0.3	
c) Fein	mm	0.5	0.5	0.2	
d) Streckfaktor Grob	/		3.33		
e) Streckfaktor Grob	/		1.25		
f) Eingangslänge Grob vor Strecken	m		0.16		
g) Eingangslänge Fein vor Strecken	m		0.44		
h) Spezifischer Materialpreis SS bei Menge	€·kg⁻¹	6.54	7.04	8.04	
Kenngröße	Einheit	Wert			
i) Aktive Fläche	m <sup>2</sup>		0.3		
Inputs Monte-Carlo		Minimum	Erwartung	Maximum	
j) Kosten Kohlenstoffpapier	€·m <sup>-2</sup>	52	57	62	
k) Kostenaufschlagfaktor KAF	€	0.5	0.70	0.75	
I) Stück pro Stack	n	100		•	

## Tabelle 10-5: Berechnungsblatt Gasdiffusionsschicht Kathode. Blau Eingabeparameter, grün Ausgabeparameter.

Zu a): Dicke Streckmetall: Eingabe der Dicke des Streckmetalls.

Zu b) und c): Eingabe der charakteristischen Maschen-Geometrien eines Streckmetalls. Für Die Kostenberechnung wurde der grobe Fall gewählt.

Zu d) und e): Die Streckfaktoren sind mit Gleichung 5-3 aus Abschnitt 5.5.1 berechnet worden.

Zu f) und g) Die Ausgangslänge vor dem Strecken wird mit Hilfe von Gl. 10-2 berechnet.

$$Ausgangslänge = \frac{\sqrt{Aktive Fläche}}{Streckfaktor}$$
Gl. 10-2

Zu h) Resultierende Materialkosten inklusive angenommenen Kosten der Kohlenstoffbeschichtung

Zu i) Aktive Fläche

172

Zu j) Die Kosten des Kohlenstoffpapiers werden in  $\epsilon/m^2$  berechnet. Die Fläche eines Kohlenstoffpapiers beträgt 0,3 m<sup>2</sup>. Nach Tabelle 6-5 werden 212000 Gasdiffusionsschichten benötigt. Daher werden insgesamt 63600 m<sup>2</sup> Kohlenstoffpapier benötigt. Dieser Wert wird in die Kostenfunktion des Kohlenstoffpapiers eingelesen, wodurch sich die spezifischen Kosten in  $\epsilon/m^2$  ergeben.

Zu k) Kostenaufschlagfaktor (vgl. Gleichung 6-1 in Abschnitt 6.1)

Zu n) Benötigte Komponentenanzahl für einen Stack aus 100 Zellen. Pro Zelle wird eine Gasdiffusionsschicht benötigt. Daher werden 100 kathodische Gasdiffusionsschichten bei einem Stack aus 100 aktiven Zellen benötigt.

In Abbildung 10-7 ist das Paretodiagramm für die Selbstkosten von 100 Kathoden Gasdiffusionsschichten dargestellt.



Abbildung 10-7: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Kathoden Gasdiffusionsschicht aus Abschnitt 7.2.

## 10.7 Berechnungsblatt Gasdiffusionsschicht Anode: Sinterkörper beid- und einseitig beschichtet, Anhang zu Abschnitt 7.2

Sinterkörper					
a) Dicke	μm	500.00			
b) Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	m	0.000500			
c) Menge Titanpulver	kg	106920.00			
d) Porosität	-	0.50			
e) Masse einer Komponente	kg	0.3375			
Physikalische Gasphasenabs	cheidung				
f) Anzahl Schichten	n	2.00			
g) Arbeitsstunden pro Schicht	h	8.00			
h) Arbeitstage im Jahr	n	220.00			
i) Nutzungsdauer	Jahre	13.00			
j) Zinssatz	%	7.00			
k) Arbeitsstunden im Jahr	h	3520.00			
I) Invest PVD	€	1000000.00			
m) Abschreibungen+Kalkulatorische Zinsen	€	1119230.77			
n) Maschinenstundensatz	€·h⁻¹	317.96			
o) Beschichtungszeit	h	0.02			
p) Relative Beladung aktive Fläche nach Lui et al. [156]	mg·cm⁻²	0.10			
q) Iridiumbeladung aktive Fläche beidseitig	g	0.60			
r) Maschinenkosten beidseitig	€	10.60			
s) Anzahl Iterationen Monte Carlo	n	100000			
t) Spezifischer Titanpulverkosten bei Menge	€·kg⁻¹	55	60	70	
u) Spezifischer Platinkosten Target Kosten	€·g <sup>-1</sup>	50	55	65	1
v) Kostenaufschlagfaktor KAF	€	0.5	0.7	0.75	1
v) Stück pro Stack	n	100		•	-

Erklärungen zu Tabelle 10-6

Zu a) bis e): Berechnung des gesamten Materialbedarfs für 212000 Gasdiffusionsschichten und Berechnung der Masse einer Gasdiffusionsschicht. Die Porosität wurde mit 0,5 angenommen.

Zu f) bis n): Berechnung des Maschinenstundensatzes mit Gleichung 3-10 bis Gleichung 3-12

Zu o) Zykluszeit. 1 Minute angenommen

Zu p): Angenommene relative Beladung. Annahme basiert auf Lui et al. [156]

Zu q) Aus der relativen Beladung aus Zeile p) und der aktiven Fläche (3000 cm<sup>2</sup>) wird die gesamte Iridiumbeladung berechnet. Wenn die Gasdiffusionsschicht beidseitig beschichtet wird, fallen 0,6 g an. Wenn die Gasdiffusionsschicht einseitig beschichtet wird, fallen 0,3 g an.

Zu t) bis u): Materialpreise von Titanpulver, Iridium.

Zu v) Kostenaufschlagfaktor (vgl. Gleichung 6-1 in Abschnitt 6.1)

Zu y) Benötigte Komponentenanzahl für einen Stack aus 100 Zellen. Pro Zelle wird eine Gasdiffusionsschicht benötigt. Daher werden 100 anodische Gasdiffusionsschichten bei einem Stack aus 100 aktiven Zellen benötigt.

In Abbildung 10-8 und Abbildung 10-9 sind die Paretodiagramme für die Selbstkosten von 100 Anoden Gasdiffusionsschichten dargestellt.



Abbildung 10-8: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Anoden Gasdiffusionsschicht aus Abschnitt 7.2, die beidseitig beschichtet wird.



Abbildung 10-9: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Anoden Gasdiffusionsschicht aus Abschnitt 7.2, die einseitig beschichtet wird.

## 10.8 Berechnungsblätter Bipolarplatten, Anhang zu Abschnitt 7.3

## 10.8.1 Edelstahl, geformt, Titanpulver, Platinpünktchen auf aktive Fläche

## Tabelle 10-7: Berechnungsblatt Bipolarplatte. Blau Eingabeparameter, grün Ausgabeparameter.

Kenngröße	Einheit	Wert			
1.) Aktive Fläche	m <sup>2</sup>	0.30			
2.) Maschinenstundensatz Formung nach Fraunhofer bei 2-Schicht	€/h	830.00			
3.) Zvkluszeit Formen	[h]	0.01			
4.) Formkosten pro Bauteil	[€]	9.22			
5.) Jahresstunden bei 2h Schicht	[h]	3520.00			
6.) Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	[n]	316800.00			
7.) Menge Edelstahl	[kg]	253440.00			
Titanschicht	•				
8.) Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	[µm]	30.00			
9.) Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	[m]	0.000030			
10.) Menge Titanpulver	[kg]	21384.00			
11.) Invest VPS	[€]	150000.00			
12.) Nutzungsdauer	Jahre	13.00			
13.) Zinssatz	[%]	7.00			
14.) Abschreibungen	[€]	115384.62			
15.) kalkulatorische Zinsen	[€]	52500.00			
16). Anzahl Schichten	[n]	2.00			
17.) Arbeitsstunden pro Schicht	[h]	8.00			
18.) Arbeitstage im Jahr	n	220.00			
19.) Arbeitsstunden im Jahr	[h]	3520.00			
20.) Maschinenstundensatz	{€/h]	47.69			
21.) Spritzzeit nach DLR 64 s/120 μm Stärke bei 1000 cm² [143]	[s]	64.00			
22.) Spritzzeit für gewünschte Dicke	[h]	0.02			
23.) Maschinenkosten	[€]	0.79			
Platinpünktchen					
24.) Maschinenstundensatz	[€/h]	47.69			
25.) Aktive Fläche	[m <sup>2</sup> ]	0.30			
26.) Dichte Punkte nach Patent [55 S. 140-141]	[mg/cm <sup>2</sup> ]	0.03			
27.) Selbe Zeit für Pünktschen (Annahme)	[h]	0.02			

### 10 Anhang

28.) Relative Beladung aktive Fläche nach Patent	[/]	0.10		
29.) Platinbeladung aktive Fläche	[g]	0.09		
30.) Maschinenkosten	[€]	0.79		
31.) Anzahl Iterationen Monte Carlo	[n]	100000		
32.) Spezifischer Materialpreis SS bei Menge	[€/kg]	6.54	7.04	8.04
33.) Spezifischer Titanpulverpreis bei Menge	[€/kg]	55	60	70
34.) Spezifischer Platinpreis	[€/g]	50	55	65
35.) Kostenaufschlagfaktor KAF	€	0.5	0.7	0.75
38.) Stück pro Stack	n	100		

## Erläuterungen zu Tabelle 10-7

Zu 1.) bis 7.): Berechnung der Formkosten. Zusätzlich wird aus der Zykluszeit und der jährlichen Produktionszeit die gesamte benötigte Materialmenge an Edelstahl berechnet.

Zu 8.) bis 10.): Da bei dieser Bipolarplatte davon ausgegangen wird, dass die Anodenseite mit Titanpulver beschichtet wird, werden in diesen Zeilen die benötigte Titanpulvermenge berechnet. Hierfür muss die gewünschte Spritzdicke des Titanpulvers auf dem kohlenstoffbeschichteten Edelstahlblech angegeben. Im Beispiel wurden 30 µm angenommen.

Zu 11.) bis 20.): Berechnung des Maschinenstundensatz der Vakuum-Plasma-Spritz-Anlage.

Zu 21.) Das Deutsche Zentrum für Luft- und Raumfahrt (DLR) gibt als Spritzzeit einer 120 µm Starken Schicht auf 1000 cm<sup>2</sup> 64 s. Dieser Wert ist in dieser Zeile eingetragen.

Zu 22.) In dieser Zeile wird die Spritzzeit für die Bipolarplatten-Fläche und für die gewünschte Dicke, die 8.) eingetragen wurde, in Relation zur Spritzzeitangabe der DLR-berechnet. Schichtstärken von 30 µm können beispielsweise mit dem PS-PVD-Verfahren [189] erreicht werden und sollten zukünftig für Elektrolyse-Anwendungen untersucht werden.

Zu 23.) Die Maschinenkosten sind das Produkt aus der Spritzzeit aus Zeile 22.) und dem Maschinestundensatz in Zeile 20.)

Zu 24.) bis 30.): Bei der Beschichtung der aktiven Fläche wird angenommen, dass diese wie beim Treadstone-Ansatz nur selektiv mit Platinpünktchen versehen wird. Die relativen Beladungen wurde aus [55 S. 140-141] entnommen. Die absolute Beladung ergibt sich aus der Multiplikation der relativen Beladung mit der aktiven Fläche. Die Zykluszeit wurde ebenfalls mit einer Minute angenommen.

Zu 32.): Auf der Kathode wird eine Kohlenstoffbeschichtung angenommen. Zur Berücksichtigung dieser Beschichtung wurden 3 €/kg Zusatzkosten verrechnet.

Zu 33.) und 34.): Titanpulverpreis und Platinpreis

Zu 35.) Kostenaufschlagfaktor (vgl. Gleichung 6-1 in Abschnitt 6.1)

178

Zu 38.) Benötigte Komponentenanzahl für einen Stack aus 100 Zellen. Pro Zelle wird eine Bipolarplatte benötigt. Daher werden 100 Bipolarplatten bei einem Stack aus 100 aktiven Zellen benötigt.

In Abbildung 10-10 ist das Paretodiagramme für die Selbstkosten von 100 Bipolarplatten dargestellt.



Abbildung 10-10: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Bipolarplatte aus Abschnitt 7.3 (Variante 1).

### 10.8.2 Titan, geformt, Platinpünktchen auf aktive Fläche

Die Erläuterungen zu Tabelle 10-8 sind identisch zu Tabelle 10-7. Die Beschichtung mit Titanpulver entfällt jedoch bei dieser Variante, da Titanblech verwendet wird.

Tabelle	10-8:	Berechnungsbl	att Bipolarplatt	e. Blau	Eingabepar	ameter,	grün	Ausgabeparamete	er.
Rot gek	ennze	ichnete Felder w	verden nicht bei	ücksicl	ntigt, da Titar	n genutz	t wird		

Kenngröße	Einheit	
Aktive Fläche	[m <sup>2</sup> ]	0.30
Maschinenstundensatz Formung nach Fraunhofer bei 2-Schicht	[€/h]	830.00
Zykluszeit Formen	[h]	0.01
Formkosten pro Bauteil	[€]	9.22
Jahresstunden bei 2h Schicht	[h]	3520.00
Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	[n]	316800.00
Menge Titan	[kg]	142560.00
Titanschicht: Dieser Schritt entfällt, da Bipolai	platte aus Ti	itan besteht
Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	[µm]	80.00
Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	[m]	0.00
Menge Titanpulver	[kg]	57024.00
Invest VPS	[€]	1500000.00
Nutzungsdauer	Jahre	13.00
Zinssatz	[%]	7.00
Abschreibungen	[€]	115384.62
kalkulatorische Zinsen	[€]	52500.00
Anzahl Schichten	[n]	2.00
Arbeitsstunden pro Schicht	[h]	8.00
Arbeitstage im Jahr	n	220.00
Arbeitsstunden im Jahr	[h]	3520.00
Maschinenstundensatz	{€/h]	47.69
Spritzzeit nach DLR 64 s/120 μm Stärke bei 1000 cm <sup>2</sup>	[s]	64.00
Spritzzeit für gewünschte Dicke	[h]	0.04
Maschinenkosten	[€]	2.12
Platinpünktchen		
Maschinenstundensatz	[€/h]	47.69
Aktive Fläche	[m <sup>2</sup> ]	0.30
Dichte Punkte nach Patent [55 S. 140-141]	[mg/cm <sup>2</sup> ]	0.03
/ierfachte Zeit für Punkte: Bei 1000 cm <sup>2</sup> laut DLR 64 s Zeit nötig	[h]	0.04

Relative Beladung aktive Fläche nach Patent	[/]	0.10		
Platinbeladung aktive Fläche	[g]	0.09		
Maschinenkosten	[€]	2.12		
Anzahl Iterationen Monte Carlo	[n]	100000		
Spezifischer Materialpreis Titan bei Menge	[€/kg]	18.5	19	24
Spezifischer Platinpreis	[€/g]	50	55	65
Faktor: Herstellkosten zu Selbstkosten	€	0.5	0.7	0.75
Stück pro Stack	n	100		

In Abbildung 10-11 ist das Paretodiagram für die Selbstkosten von 100 Bipolarplatten dargestellt.



Bipolarplatte: Tltan+Kohlenstoffbeschichtung, geformt, Punkte auf

Abbildung 10-11: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Bipolarplatte aus Abschnitt 7.3 (Variante 2).

## 10.8.3 Edelstahl, geformt, Titanpulver, Beschichtung mittels physikalischer Gasphasenabscheidung der aktiven Fläche

Die Erläuterungen zu Tabelle 10-9 sind grundsätzlich identisch zu Tabelle 10-7. Anstatt einer partiellen Pünktchen Beschichtung wird die aktive Fläche jedoch komplett mit dem Verfahren der physikalischen Gasphasenabscheidung mit Platin beschichtet.

Kenngröße	Einheit	Wert
Aktive Fläche	[m²]	0.30
Maschinenstundensatz Formung nach Fraunhofer bei 2-Schicht	[€/h]	830.00
Zykluszeit Formen	[h]	0.01
Formkosten pro Bauteil	[€]	9.22
Jahresstunden bei 2h Schicht	[h]	3520.00
Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	[n]	316800.00
Menge Edelstahl	[kg]	253440.00
Titanschicht		
Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	[µm]	30.00
Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	[m]	0.000030
Menge Titanpulver	[kg]	21384.00
Invest VPS	[€]	1500000.00
Nutzungsdauer	Jahre	13.00
Zinssatz	[%]	7.00
Abschreibungen	[€]	115384.62
kalkulatorische Zinsen	[€]	52500.00
Anzahl Schichten	[n]	2.00
Arbeitsstunden pro Schicht	[h]	8.00
Arbeitstage im Jahr	n	220.00
Arbeitsstunden im Jahr	[h]	3520.00
Maschinenstundensatz	{€/h]	47.69
Spritzzeit nach DLR 64 s/120 µm Starke bei 1000 cm <sup>2</sup> [143]	[s]	64.00
Spritzzeit für gewünschte Dicke	[h]	0.02
Maschinenkosten	[€]	0.79
PVD		
Invest PVD	[€]	1000000.00
Abaschreibungen+Kalkulatorische Zinsen	[€]	1119230.77
Maschinenstundensatz	[€/h]	317.96

## Tabelle 10-9: Berechnungsblatt Bipolarplatte. Blau Eingabeparameter, grün Ausgabeparameter.

Relative Beladung aktive Fläche nach Lui et al. [156]	[mg/cm <sup>2</sup> ]	0.10		
Platinbeladung aktive Fläche	[g]	0.30		
Maschinenkosten	[€]	5.30		
Anzahl Iterationen Monte Carlo	[n]	100000		
Spezifischer Materialpreis SS bei Menge	[€/kg]	6.54	7.04	8.04
Spezifischer Titanpulverpreis bei Menge	[€/kg]	55	60	70
Spezifischer Platinpreis	[€/g]	50	55	65
Kostenaufschlagfaktor	€	0.5	0.7	0.76
Stück pro Stack	n	100		

In Abbildung 10-12 ist das Paretodiagram für die Selbstkosten von 100 Bipolarplatten dargestellt.



Bipolarplatte: Edelstahl, geformt, Tltanpulver auf Anode, Beschichtung der aktiven Fläche mittels physikalische Gasphasenabscheidung

Abbildung 10-12: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Bipolarplatte aus Abschnitt 7.3 (Variante 3).

# 10.8.4 Titanblech, geformt, Beschichtung der aktiven Fläche mittels Physikalischer Gasphasenabscheidung.

Die Erläuterungen zu Tabelle 10-10 sind identisch zu Tabelle 10-7. Die Beschichtung mit Titanpulver entfällt jedoch bei dieser Variante, da Titanblech verwendet wird. Anstatt einer partiellen Pünktchen Beschichtung wird die aktive Fläche jedoch komplett mit dem Verfahren der physikalischen Gasphasenabscheidung mit Platin beschichtet.

Tabelle 10-10: Berechnungsblatt Bipolarplatte. Blau Eingabeparameter, grün Ausg	abeparameter
Rot gekennzeichnete Felder werden nicht berücksichtigt, da Titan genutzt wird.	

Kenngröße	Einheit	Wert								
Aktive Fläche	[m <sup>2</sup> ]	0.30								
Maschinenstundensatz Formung nach Fraunhofer bei 2-Schicht	[€/h]	830.00								
Zykluszeit Formen	[h]	0.01								
Formkosten pro Bauteil	[f]	9.22								
Jahresstunden bei 2h Schicht	[h]	3520.00								
Mögliche Stückzahl bei 2h Schicht	[n]	316800.00								
Menge Edelstahl	[kg]	253440.00								
Titanschicht										
Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	[µm]	30.00								
Dicke Titanspritzschicht (Annahme)	[m]	0.000030								
Menge Titanpulver	[kg]	18951.85								
Invest VPS	[€]	1500000.00								
Nutzungsdauer	Jahre	13.00								
Zinssatz	[%]	7.00								
Abschreibungen	[€]	115384.62								
kalkulatorische Zinsen	[€]	52500.00								
Anzahl Schichten	[n]	2.00								
Arbeitsstunden pro Schicht	[h]	8.00								
Arbeitstage im Jahr	n	220.00								
Arbeitsstunden im Jahr	[h]	3520.00								
Maschinenstundensatz	{€/h]	47.69								
Spritzzeit nach DLR 64 s/120 μm Stärke bei 1000 cm <sup>2</sup>	[s]	64.00								
Spritzzeit für gewünschte Dicke	[h]	0.02								
Maschinenkosten	[€]	0.79								
PVD										
Invest PVD	[€]	1000000.00								

Abaschreibungen+Kalkulatorische Zinsen	[€]	1119230.77		
Maschinenstundensatz	[€/h]	317.96		
Beschichtungszeit	[h]	0.02		
Relative Beladung aktive Fläche nach Lui et al. [156]	[mg/cm <sup>2</sup> ]	0.10		
Platinbeladung aktive Fläche	[g]	0.30		
Maschinenkosten	[€]	5.30	-	
Anzahl Iterationen Monte Carlo	[n]	100000.00		
Spezifischer Titanpreis	[€/kg]	18.5	19	24
Spezifischer Platinpreis	[€/g]	50	55	65
Kostenaufschlagfaktor	€	0.5	0.7	0.76
Stück pro Stack	n	100		

In Abbildung 10-13 ist das Paretodiagram für die Selbstkosten von 100 Bipolarplatten dargestellt.



Bipolarplatte: Titan, geformt, Beschichtung der aktiven Fläche mittels physikalische Gasphasenabscheidung

Abbildung 10-13: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Bipolarplatte aus Abschnitt 7.3 (Variante 4).

## 10.9 Berechnungsblatt Membran-Elektroden-Einheit, Anhang zu Abschnitt 7.4

# Tabelle 10-11: Berechnungsblatt Membran-Elektroden-Einheit. Blau Eingabeparameter, grün Ausgabeparameter.

Membran-Herstell	ung			
1.) Aktive Fläche	[m <sup>2</sup> ]	0.30		
2.) Dicke Nafion	[µm]	80.00		
3.) Invest	[6]		ĺ	
Membranherstellungsmaschine	[€]	500000.00		
4.) F&E Kosten Membranherstellung	[€]	500000.00		
5.) Nutzungsdauer	Jahre	13.00		
6.) Zinssatz	[%]	7.00		
7.) Abschreibungen	[€]	769230.77		
8.) kalkulatorische Zinsen	[€]	350000.00		
9.) Anzahl Schichten	n	2.00		
10.) Arbeitsstunden pro Schicht	[h]	8.00		
11.) Arbeitstage im Jahr	n	220.00		
12.) Arbeitsstunden im Jahr	[h]	3520.00		
13.) Maschinenstundensatz	[€/h]	317.96		
14.) Trocknungsstrecke	[m]	20.00		
15.) Trocknungszeit Annahme basiert auf Scheepers et al. [165]	[h]	0.33		
16.) Fertigungszeit pro Meter	[h/m]	0.016667		
17.) Gesamtlänge Nafion bei gewünschter Produktionsleistung bei 2h Schicht	[m]	211200.00		
18.) Masse Nafion bei n Stück	[kg]	29987.43		
19.) Fertigungszeit bei gewünschtem Design	[h]	0.014086		
20.) Maschinenkosten pro MEA bei gewünschtem Design	[€]	4.48		
21.) Länge Membran bei gewünschtem Design	[m]	0.85		
22.) Spezifischer Materialpreis Nafion bei Menge	[€/kg]	95.13	105.13	110.1
23.) Kosten Trägermaterial Membran	[€/m]	40.00	45	55
Parameter 2. Schritt: B	eschichtung	der Katalysatore	en	
24.) Aktive Fläche	[m²]	0.3		
25.) Beschichtungsmaschine	[€]	5000000.0		
26.) F&E Beschichtung	[€]	500000.0	]	
27.) Nutzungsdauer	Jahre	13.0		
28.) Zinssatz	[%]	7.0	]	
29.) Abschreibungen	[€]	769230.8		
30.) kalkulatorische Zinsen	[€]	350000.0		

31.) Anzahl Schichten	n	2.0			
32.) Arbeitsstunden pro Schicht	[h]	8.0			
33.) Arbeitstage im Jahr	n	220.0			
34.) Arbeitsstunden im Jahr	[h]	3520.0			
35.) Maschinenstundensatz	[€/h]	318.0			
36.) Trocknungsstrecke	[m]	20.00			
37.) Trocknungszeit	[h]	0.33			
38.) Fertigungszeit pro Meter	[h/m]	0.02			
39.) Fertigungszeit bei gewünschtem Design	<sup>1</sup> [h]	0.014086			
40.) Maschinenkosten pro MEA bei gewünschtem Design	[€]	4.48			
Inp	outs-Monte Carlo				
41.) Relative Beladung Platin Kat	[mg/cm <sup>2</sup> ]	0.1	0.3	0.8	
42.) Relative Beladung Iridium Kat	[mg/cm <sup>2</sup> ]	0.25	0.5	0.8	
43.) Möglicher spezifischer Preis Platinkat	[€/g]	50	55	65	
44.) Möglicher spezifischer Preis Iridiumkat	[€/g]	50	55	65	
45.) Anzahl Iterationen	[n]	100000			
46.) Kostenaufschlagfaktor	-	0.5	0.7	0.75	
49.) Stück pro Stack	n	100			

Erläuterungen zu Tabelle 10-11:

Zu 1.) bis 2.): Aktive Fläche und Dicke der Membran.

Zu 3.) bis 13.). Berechnung des Maschinenstundensatz der Membranherstellungsmaschine

Zu 14.) bis 16.): Es wird angenommen, dass eine verstärkte Membran nach Eintauchen in das lonomerbad über 20 Meter 20 Minuten getrocknet werden muss. Die Trocknungszeit wurde von Scheepers et al. übernommen. Die Trocknungslänge wurde angenommen. Hierdurch entsteht pro Minute 1 Meter Membran.

Zu 17.) bis 20.): Aus der Fertigungszeit pro Meter und der jährlichen Laufzeit der Anlage von 3520 h, lässt sich die Gesamtlänge der produzierten Membran berechnen. Mit der Gesamtlänge kann der Gesamtbedarf an Nafion errechnet werden. Die Maschinenkosten ergeben sich aus der Multiplikation des Maschinenstundensatzes mit der Fertigungszeit.

Zu 22.): Aus dem Gesamtbedarf an Nafion (Zeile 18), werden mit der Materialkostenkurve von Nafion die spezifischen Kosten berechnet.

Zu 23.): Kosten des Trägermaterials

Zu 24.) bis 35.): Es wird der Maschinenstundensatz der Membranbeschichtungsanlage berechnet.

Zu 36.) bis 40.): Für die Trocknung der Katalysatorschicht werden ebenfalls 20 Minuten und eine Trocknungsstrecke von 20 m angenommen. Hieraus ergeben sich die Maschinenkosten der Beschichtung in Zeile 40.)

Zu 41.) bis 44.): Eingabe der der Katalysatorbeladung und des Katalysatorkosten

Zu 46.): Eingabe von Kostenaufschlagfaktor und benötigte MEAs.



Abbildung 10-14: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Membran-Elektroden-Einheit aus Abschnitt 7.4.

## 10.10 Anhang zu Abschnitt 7.6

Äquivalente Tabellen zu denen aus Tabelle 7-5 aus Abschnitt 7.6 für die Betriebspunkte 1,7 V, 1,6 V und 1,5 V. Selbstkostenwerte gelten für die konservative Stack-Variante. Für die innovative Stack-Variante reduzieren sich die Selbstkosten um ~24 %.

Aktive Fläche	Strom- dichte	Spannung	Leistung- sdichte eine Zelle	Zellen bei 500 kg pro Tag	Stack- zahl	Kosten Stack	Spez. Kosten	Spez. Kosten	Spez. Kosten
cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	V	W/cm <sup>2</sup>	/	/	€	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>HHV</sub>
0,3	1,0	1,7	1,7	186	1,86	120048	126	173	146
0,3	1,9	1,7	3,2	98	0,98	63183	67	91	77
0,3	2,25	1,7	3,8	83	0,83	53355	56	77	65
0,3	2,50	1,7	4,3	74	0,74	48019	51	69	58
0,3	3,50	1,7	6,0	53	0,53	34299	36	49	42
0,3	4,50	1,7	7,7	41	0,41	26677	28	38	32
0,3	5,50	1,7	9,4	34	0,34	21827	23	31	27
0,3	6,50	1,7	11,1	29	0,29	18469	19	27	22
0,3	7,50	1,7	12,8	25	0,25	16006	17	23	19
0,3	8,50	1,7	14,5	22	0,22	14123	15	20	17

## Tabelle 10-12: Berechnung der erforderlichen Stack-Anzahl und der spezifischen Selbstkosten im Betriebspunkt 1,7 V in Abhängigkeit der Stromdichte in diesem Betriebspunkt.

Tabelle 10-13: Berechnung der erforderlichen Stack-Anzahl und der spezifischen Selbstkosten im Betriebspunkt 1,6 V in Abhängigkeit der Stromdichte in diesem Betriebspunkt.

Aktive Fläche	Strom- dichte	Span- nung	Leistung- sdichte eine Zelle	Zellen bei 500 kg pro Tag	Stack- zahl	Kosten Stack	Spez. Kosten	Spez. Kosten	Spez. Kosten
cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	V	W/cm <sup>2</sup>	/	/	€	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>HHV</sub>
0,3	0,25	1,60	0,4	744	7,44	480192	538	692	585
0,3	0,50	1,60	0,8	372	3,72	240096	269	346	292
0,3	1,00	1,60	1,6	186	1,86	120048	134	173	146
0,3	1,13	1,60	1,8	165	1,65	106709	119	154	130
0,3	1,90	1,60	3,0	98	0,98	63183	71	91	77
0,3	2,25	1,60	3,6	83	0,83	53355	60	77	65
0,3	2,50	1,60	4,0	74	0,74	48019	54	69	58
0,3	3,50	1,60	5,6	53	0,53	34299	38	49	42
0,3	4,50	1,60	7,2	41	0,41	26677	30	38	32
0,3	5,50	1,60	8,8	34	0,34	21827	24	31	27
0,3	6,50	1,60	10,4	29	0,29	18469	21	27	22
0,3	7,50	1,60	12,0	25	0,25	16006	18	23	19
0,3	8,50	1,60	13,6	22	0,22	14123	16	20	17

Tabelle 10-14: Berechnung der erforder Betriebspunkt 1,5 V in Abhängigkeit der	lichen Stack-Anzahl und der spezifischen Selbstkosten Stromdichte in diesem Betriebspunkt.	im
Leistung-	Zellen hei	

Aktive Fläche	Strom- dichte	Span- nung	Leistung- sdichte eine Zelle	Zellen bei 500 kg pro Tag	Stack- zahl	Kosten Stack	Spez. Kosten	Spez. Kosten	Spez. Kosten
cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	V	W/cm <sup>2</sup>	/	/	€	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>HHV</sub>
0,3	0,25	1,50	0,4	744	7,44	480192	573	692	585
0,3	0,50	1,50	0,8	372	3,72	240096	287	346	292
0,3	1,00	1,50	1,5	186	1,86	120048	143	173	146
0,3	1,90	1,50	2,9	98	0,98	63183	75	91	77
0,3	2,25	1,50	3,4	83	0,83	53355	64	77	65
0,3	2,50	1,50	3,8	74	0,74	48019	57	69	58
0,3	3,50	1,50	5,3	53	0,53	34299	41	49	42
0,3	4,50	1,50	6,8	41	0,41	26677	32	38	32
0,3	5,50	1,50	8,3	34	0,34	21827	26	31	27
0,3	6,50	1,50	9,8	29	0,29	18469	22	27	22
0,3	7,50	1,50	11,3	25	0,25	16006	19	23	19
0,3	8,50	1,50	12,8	22	0,22	14123	17	20	17

### 10.11 Anhang zu Kapitel 8: Systemkosten untersuchter Varianten

#### 10.11.1 Anhang zu Abschnitt 8.1

Tabelle 10-15: Berechnungswerte für ein 20 MWe-System. In der Tabelle sind zudem die Wirkungsgrade für die Systemvarianten

Größe	Produktions- rate	Spannung	Strom- dichte	Zell- zahl	Leistung H <sub>2</sub> LHV	Leis H	tung H₂ ⊣HV	Leistung Stack
Einheit	kgH₂ pro Tag	V	A/cm <sup>2</sup>	-	$\mathrm{kW}_{\mathrm{LHV}}$	k١	W <sub>HHV</sub>	kW <sub>e-Stack</sub>
	9000	1,8	3,5	957	12499	14	4779	18091
Wert	~(15 –	1,7	2,25	1489	12499	14	4779	17086
	20 MW <sub>e</sub> )	1,5	0,25	13401	12499	14	4779	15076
					Anode	+ Katho	ode	
Leistung am Ve Trafo+AC/DC Le		Verdichter Leistung	Pumpenleistung Anode + Kathode		l P <sub>gesam</sub> e Trocki	t (inkl. nung)	Wirkungs- grad LHV	Wirkungs- grad HHV
kW⊤r	kWTrafo+AC/DC kWVer		k'	W <sub>Pu</sub>	kV	Ve	-	-
18	3283	248	110		192	217	0,65	0,77
17	7267	248		36	180	)94	0,69	0,82
15	5236	248		2	159	964	0,78	0,93
					Ausschlie	ßlich Ka	athode	
			Pumpe Kat	nleistung hode	P <sub>gesamt</sub> Trockn	(inkl. ung)	Wirkungs- grad LHV	Wirkungs- grad HHV
			k١	NPu	kW	e	-	-
			435		1958	52	0,64	0,76
			1	44	1820	)5	0,69	0,81
				1	1596	53	0.78	0.93

Grundsätzlich sind die Erläuterungen zu Tabelle 10-15 identisch mit den Erläuterungen zu Tabelle 8-1 auf Seite 144. Für die einzelnen Betriebspunkte (Spannung und Stromdichte), wurden für eine Produktionsrate von 9000 kgH<sub>2</sub> pro Tag die nötigen Zellen und die Leistungen der elektrischen Verbraucher mit den in Kapitel 6 eingeführten Gleichungen berechnet. In der Tabelle sind zudem die Wirkungsgrade für die untersuchten Systemkonfigurationen, Versorgung von Anode und Kathode und der ausschließlichen Versorgung der Kathode, aufgeführt. Der reduzierte Wirkungsgrad bei der ausschließlich kathodischen Versorgung rührt daher, dass entsprechend der Erläuterungen in Kapitel 8 (ab Seite 143), die Leistung der Pumpe zunimmt. Die Systeme >20 MW<sub>e</sub> bilden vielfache des 20 MW<sub>e</sub>-Systems.

Bei den 1 und 6 MW Systemen wurde je ein Schraubenkompressor ausgewählt. Für das 20 MW System wurden drei Schraubenkompressoren á 82 kW ausgewählt. Für Systeme gleich oder größer 100 MW wird auf die Kostenfunktion für Kolben- und Turbokompressoren gewechselt.

# 10.11.2 Anhang zu Abschnitt 8.2: Anode 1 bar + Kathode 30 bar und ausschließlich Kathode bei 30 bar. Selbstkosten bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-16: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konservativer Stack				Innovative	er Stack	
Spannung 1,7 V		Anode plus Kathode		Kathode		Anode plus Kathode		Kathode	
Stack Anzahl relativ zu 2,25 A/cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>
0,44	1	273	393	281	408	244	352	252	366
0,84	1,9	216	311	225	326	201	289	210	304
1,00	2,25	206	297	215	312	193	279	202	293
1,11	2,5	201	289	210	304	189	273	198	287
1,56	3,5	187	270	196	284	179	258	188	272
2,00	4,5	179	259	188	273	173	249	182	264
2,44	5,5	175	252	184	266	169	244	178	259
2,89	6,5	171	247	180	261	167	240	176	255
3,33	7,5	169	243	178	258	165	238	174	252
3,78	8,5	167	240	176	255	164	236	173	250

Tabelle 10-17	: Spezifische	System-Sell	ostkosten be	ei 1,8 V Betrieb	sspannung	und var	iierender
Stromdichte 1	für die kons	ervative und	innovative	Stack-Variante	. Werte gel	ten bei	>10 GWe
installierter Le	eistung und ei	ner System-E	ffizienz von	n <sub>System-LHV</sub> ~ 0,65	•		

			Konservat	tiver Stac	k	Innovativer Stack				
Spannung 1,8 V		Anode plus Kathode		Ка	Kathode		Anode plus Kathode		Kathode	
Stack Anzahl relativ zu 3,5 A/cm <sup>2</sup>	A/cm²	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,29	1,00	271	415	291	453	244	352	264	412	
0,46	1,60	229	351	249	389	212	306	233	363	
0,54	1,90	218	334	238	371	204	293	224	350	
1,00	3,50	191	292	212	330	183	264	204	318	
1,29	4,50	184	281	205	319	178	256	199	310	
1,57	5,50	179	274	200	312	174	251	195	304	
1,86	6,50	176	269	197	307	172	247	193	301	
2,14	7,50	174	266	195	304	170	245	191	298	
2,43	8,50	172	263	193	301	169	243	190	296	

Tabelle 10-18: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

	1.5 V		Konservat	tiver Stacl	ĸ	Innovativer Stack				
1,5 V		Anode plus Kathode		Kathode		Anode p	lus Kathode	Kathode		
Stack Anzahl relativ zu 0,25 A/cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
1,00	0,25	683	868	681	865	553	702	550	699	
2,00	0,50	411	523	409	519	346	440	343	436	
4,00	1,00	275	350	273	346	242	308	240	305	

Tabelle 10-19: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,74$ .

			Konservat	tiver Stack	ĸ	Innovativer Stack				
1,6		Ano Ka	le plus Kathode hode		thode	Anode p	lus Kathode	Kathode		
Stack Anzahl relativ zu 1 A/cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,2222	0,50	662	898	660	896	539	731	538	730	
1	1,13	265	359	264	358	238	322	237	321	
1,68	1,90	219	297	218	296	202	274	201	273	

## 10.11.3 Anhang zu Abschnitt 8.2: Anode 1 bar + Kathode 30 bar und ausschließlich Kathode bei 30 bar. Fixed Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-20: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konserva	ativer Sta	ick	Innovativer Stack				
1,7 V		Anode plus Kathode Kathode			Anode p	lus Kathode	Ka	thode		
Stack Zahl relativ zu 2,25 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,44	1	444	640	452	656	396	570	404	586	
0,84	1,9	349	502	357	518	323	465	332	481	
1,00	2,25	332	478	341	494	311	447	320	463	
1,11	2,5	323	465	332	481	304	438	313	454	
1,56	3,5	300	432	309	448	286	412	295	428	
2,00	4,5	287	414	296	430	276	398	286	414	
2,44	5,5	279	402	288	418	270	389	280	405	
2,89	6,5	273	394	283	410	266	383	275	399	
3,33	7,5	269	388	279	404	263	379	272	395	

Tabelle 10-21	I: Spezif	ische Fixed Ca	pital	Investments	bei 1,8 V Betriet	osspani	nung un	d va	riierender
Stromdichte	für die	konservative	und	innovative	Stack-Variante.	Werte	gelten	bei	>10 GWe
installierter L	.eistung	und einer Syst	em-E	ffizienz von	$\eta_{\text{System-LHV}} \sim 0,64.$		•		

			Konservat	iver Stac	k	Innovativer Stack				
1,8 V		Anode plus Kathode Katho		thode	Ano Ka	de plus thode	Kathode			
Stack Zahl relativ zu 3,5 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,29	1,00	440	674	463	721	395	568	418	652	
0,46	1,60	369	565	393	612	340	490	365	569	
0,54	1,90	350	536	374	584	326	470	351	547	
1,00	3,50	305	466	330	514	292	420	317	494	
1,29	4,50	292	448	318	495	282	407	308	480	
1,57	5,50	285	436	310	484	277	398	302	471	
1,86	6,50	280	428	305	476	272	393	298	465	
2,14	7,50	276	422	301	470	270	388	295	460	
2,43	8,50	273	417	298	465	267	385	293	457	

Tabelle 10-22: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

			Konserva	tiver Stac	:k	Innovativer Stack				
1,5 \	/	Ano Kat	de plus hode	Kathode		Ano Ka	de plus thode	Kathode		
Stack Zahl relativ zu 0,25 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
1,00	0,25	1137	1445	1133	1440	918	1166	914	1161	
2,00	0,50	680	864	676	859	570	725	566	720	
4,00	1,00	452 574		448	569	397	504	393	499	

Tabelle 10-23: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,74$ .

			Konservat	iver Stack	(	Innovativer Stack				
1,6 V		Anode plus Kathode		Kathode		Ano Kat	de plus thode	Kathode		
Stack Zahl relativ zu 1 A/cm2	A/cm²	€/kWe	€/kWe €/kW <sub>LHV</sub>		€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,2222	0,50	1098	1490	1093	1483	892	1209	888	1204	
1	1,13	431	585	427	579	385	522	381	517	
1,68888889	1,90	353 479		349	474	326	442	322	437	

## 10.11.4 Anhang zu Abschnitt 8.2: Anode 1 bar + Kathode 30 bar und ausschließlich Kathode bei 30 bar. Total Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-24: Spezifische Total Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konservat	iver Stacl	ĸ	Innovativer Stack				
1,7 V		Anoo Kat	le plus hode	Kat	hode	Ano Kat	de plus thode	Ка	thode	
Stackanzahl relativ zu 2,25 A/cm2	A/cm²	€/kWe	€/kWLHV	€/kWe	€/kWLHV	€/kWe	€/kWLHV	€/kWe	€/kWLHV	
0,44	1	622	896	632	917	549	791	560	812	
0,84	1,9	478	689	490	710	440	634	452	655	
1,00	2,25	454	653	465	674	421	607	433	628	
1,11	2,5	440	634	452	655	411	592	423	613	
1,56	3 <i>,</i> 5	405	584	417	605	385	554	397	575	
2,00	4,5	386	556	398	577	370	533	382	554	
2,44	5,5	374	539	386	560	361	520	373	541	
2,89	6,5	365	526	378	548	354	510	366	531	
3,33	7,5	359	518	371	539	350	504	362	525	
3,78	8,5	354	511	367	532	346	498	358	519	

Tabelle 10-25: Spezifische Total Capital Investments bei 1,8 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64$ .

			Konservat	tiver Stack		Innovativer Stack				
1,8 V		Anoo Kat	le plus hode	Kat	hode	Anode plus Kathode		Kathode		
Stackanzahl relativ zu 3,5 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,29	1,00	614	940	643	1003	546	787	576	898	
0,46	1,60	508	777	538	840	465	669	496	774	
0,54	1,90	479	734	511	796	443	639	475	741	
1,00	3,50	411	629	443	691	391	563	424	661	
1,29	4,50	393	601	426	664	377	544	411	640	
1,57	5,50	381	583	414	646	369	531	402	627	
1,86	6,50	373	571	407	634	363	522	396	618	
2,14	7,50	367	562	401	625	358	516	392	611	
2,43	8,50	363	555	396	618	355	511	388	606	

Tabelle 10-26: Spezifische Total Capital Investments bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

			Konserva	tiver Stacl	k	Innovativer Stack				
1,5 V		Ano Ka	de plus thode	Ka	thode	Ano Ka	de plus thode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 0,25 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>							
1,00	0,25	1668	2119	1662	2112	1338	1700	1332	1693	
2,00	0,50	981	1246	975	1239	816	1037	810	1030	
4,00	1,00	637	810	632	803	555	705	549	698	

Tabelle 10-27: Spezifische Total Capital Investments bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,74$ .

			Konserva	tiver Stacl	ĸ	Innovativer Stack				
1,6 V		Anode plus Kathode		Kat	thode	Ano Kat	Anode plus Kathode		hode	
Stackanzahl relativ zu 1 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,2222	0,50	1605	2178	1599	2169	1296	1756	1290	1750	
1	1,13	603	818	597	810	534	723	529	717	
1,688888889	1,90	486	659	481	652	445	603	440	597	

## 10.12Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 1 bar + Kathode 1 bar und ausschließlich Kathode bei 1 bar. Selbstkosten bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-28: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konserva	tiver Stac	k	Innovativer Stack				
Spannung 1,7 V		Anod Katł	e plus 10de	Kat	hode	Anode p	lus Kathode	Kathode		
Stack Anzahl relativ zu 2,25 A/cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>							
0,44	1	241	342	236	338	211	300	207	297	
0,84	1,9	183	260	179	256	168	238	164	234	
1,00	2,25	173	246	169	242	160	227	156	224	
1,11	2,5	168	238	164	234	156	221	152	218	
1,56	3,5	154	218	150	215	145	206	142	203	
2,00	4,5	146	207	142	204	139	198	136	194	
2,44	5,5	141	200	138	197	136	193	132	189	
2,89	6,5	138	195	134	192	133	189	130	185	
3,33	7,5	135	192	132	188	131	186	128	183	
3,78	8,5	133	189	130	186	130	184	126	181	

Tabelle 10-29:	Spezifische	System-Sell	ostkosten be	ei 1,8 V Betrieb	sspannu	ng und	variiere	nder
Stromdichte f	ür die kons	ervative und	innovative	Stack-Variante	Werte	gelten l	bei >10 (	GWe
installierter Lei	istung und ei	ner System-E	ffizienz von	n <sub>Svstem-LHV</sub> ~ 0,64		-		

Konserv 1.8.V				tiver Stack	(	Innovativer Stack				
1,8 V	1,8 V Anode plus Kathode		le plus hode	Kathode		Anoo Kat	de plus hode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 3,5 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>							
0,29	1,00	238	359	237	365	210	298	210	324	
0,46	1,60	195	294	195	301	177	252	178	275	
0,54	1,90	183	277	184	283	169	240	170	262	
1,00	3,50	156	235	157	242	148	210	149	230	
1,29	4,50	148	224	150	231	142	202	144	222	
1,57	5,50	144	217	146	224	139	197	141	216	
1,86	6,50	141	212	142	219	136	194	138	213	
2,14	7,50	138	138 209		216	135	191	136	210	
2,43	8,50	136	206	138	213	133	189	135	208	

Tabelle 10-30: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

			Konserva	tiver Stacl	ĸ	Innovativer Stack				
1,5 V		Ano Ka	de plus thode	Ka	thode	Ano Ka	de plus thode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 0,25 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>							
1,00	0,25	661	827	658	823	529	661	525	657	
2,00	0,50	385	481	382	477	318	398	315	394	
4,00	1,00	247	308	243	304	213	267	210	263	

Tabelle 10-31: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,74$ .

			Konserva	iver Stacl	<b>K</b>	Innovativer Stack				
1,6 V		Anode plus Kathode		Kathode		Ano Kat	de plus thode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 1 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,2222	0,50	635	850	627	838	511	682	503	672	
1	1,13	232	311	225	300	204	273	197	263	
1,69	1,90	185	185 248		238	169	225	161	216	

## 10.12.1 Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 1 bar + Kathode 1 bar und ausschließlich Kathode bei 1 bar. Fixed Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-32: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konserva	tiver Stac	k	Innovativer Stack			
Spannung 1,7 V		Anod Kath	e plus 10de	Kat	hode	Anode p	lus Kathode	Katl	node
Stack Anzahl relativ zu 2,25 A/cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>
0,44	1	401	570	395	564	352	500	346	495
0,84	1,9	304	432	299	427	279	396	273	390
1,00	2,25	288	409	282	403	266	378	260	372
1,11	2,5	279	396	273	390	259	368	253	362
1,56	3,5	255	362	250	357	241	342	236	337
2,00	4,5	242	344	237	338	231	328	226	323
2,44	5,5	234	332	229	327	225	320	220	314
2,89	6,5	228	324	223	319	221	313	215	308
3,33	7,5	224	318	219	313	217	309	212	303
3,78	8,5	221	314	216	308	215	305	210	300

Tabelle 10-33: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,8 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64$ .

			Konserva	tiver Stack		Innovativer Stack				
1,8 V	1,8 V Anode plus Kathode		le plus hode	Kat	hode	Anoo Kat	de plus hode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 3,5 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>							
0,29	1,00	396	597	395	608	349	496	350	538	
0,46	1,60	323	488	324	499	295	418	296	456	
0,54	1,90	304	460	306	471	280	398	282	434	
1,00	3,50	258	390	260	401	245	348	247	381	
1,29	4,50	246	371	248	382	236	335	238	367	
1,57	5,50	238	360	241	371	230	326	233	358	
1,86	6,50	233	351	236	362	226	320	229	352	
2,14	7,50	229	346	232	356	223	316	226	347	
2,43	8,50	226	341	229	352	220	313	223	344	

Tabelle 10-34: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

			Konserva	tiver Stacl	ĸ		Innovativ	er Stack	
1,5 V		Ano Kat	de plus thode	Ka	thode	Ano Kat	de plus thode	Kathode	
Stackanzahl relativ zu 0,25 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>
1,00	0,25	1109	1387	1104	1381	886	1108	881	1102
2,00	0,50	645	806	640	800	533	667	528	661
4,00	1,00	413	516	408	510	357	446	352	440

Tabelle 10-35: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64$ .

			Konserva	tiver Stacl	ĸ	Innovativer Stack				
1,6 V		Anode plus Kathode		Kathode		Ano Kat	de plus thode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 1 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,2222	0,50	1064	1423	1052	1406	855	1141	844	1127	
1	1,13	387	517	376	502	341	455	329	440	
1,688888889	1,90	308	308 412		397	281	375	269	360	

## 10.12.2 Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 1 bar + Kathode 1 bar und ausschließlich Kathode bei 1 bar. Total Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-36: Spezifische Total Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konserva	tiver Stac	k		Innovative	r Stack	
Spannung 1,7 V		Anod Katł	e plus 10de	Kat	hode	Anode p	lus Kathode	Katl	node
Stack Anzahl relativ zu 2,25 A/cm <sup>2</sup>	A/cm²	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>
0,44	1	566	804	557	797	492	699	484	692
0,84	1,9	421	597	413	590	382	542	374	535
1,00	2,25	395	562	388	554	363	515	355	508
1,11	2,5	382	542	374	535	352	500	345	493
1,56	3,5	347	492	339	485	326	462	318	455
2,00	4,5	327	465	320	457	311	441	304	434
2,44	5,5	315	447	308	440	301	428	294	421
2,89	6,5	306	435	299	427	295	419	288	411
3,33	7,5	300	426	293	419	290	412	283	405
3,78	8,5	295	419	288	412	286	407	279	399

Tabelle 10-37: Spezifische Total Capital Investments bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64$ .

			Konserva	tiver Stack		Innovativer Stack				
1,8 V	1,8 V Anode plus Kathode		le plus hode	Kat	hode	Anoo Kat	de plus hode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 3,5 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,29	1,00	556	840	555	854	487	692	487	750	
0,46	1,60	448	676	449	691	405	575	406	625	
0,54	1,90	419	633	421	648	383	544	385	593	
1,00	3,50	350	528	353	543	330	469	333	513	
1,29	4,50	331	501	335	515	316	449	320	492	
1,57	5,50	320	483	323	497	307	436	311	478	
1,86	6,50	312	471	315	485	301	427	305	469	
2,14	7,50	306	462	309	476	297	421	300	462	
2,43	8,50	301	455	305	469	293	416	297	457	

Tabelle 10-38: Spezifische Total Capital Investments bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

			Konservat	tiver Stacl	k	Innovativer Stack				
1,5 V		Ano Ka	de plus thode	Ka	thode	Ano Kat	de plus thode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 0,25 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe €/kW <sub>LHV</sub>		€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
1,00	0,25	1634	2043	1627	2035	1299	1624	1292	1615	
2,00	0,50	935	1170	929	1161	768	960	761	952	
4,00	1,00	586	733	580	725	502 628		496	620	

Tabelle 10-39: Spezifische Total Capital Investments bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,74$ .

			Konservat	tiver Stacl	ĸ	Innovativer Stack				
1,6 V		Anode plus Kathode		Kathode		Ano Kat	de plus thode	Kathode		
<u>Stackanzahl</u> <u>relativ zu 1</u> <u>A/cm2</u>	<u>A/cm<sup>2</sup></u>	<u>€/kW<sub>e</sub></u>	<u>€/kW<sub>LHV</sub></u>	<u>€/kW<sub>e</sub></u>	<u>€/kW<sub>lhv</sub></u>	<u>€/kW<sub>e</sub></u>	<u>€/kW<sub>LHV</sub></u>	<u>€/kW<sub>e</sub></u>	<u>€/kW<sub>LHV</sub></u>	
0,2222	0,50	1564	2090	1548	2067	1249	1667	1234	1648	
1	1,13	546	729	531	709	476	635	461	616	
1,688888889	1,90	427	571	412	550	386	514	371	495	
### 10.13Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 70 bar + Kathode 100 bar und ausschließlich Kathode bei 100 bar. Selbstkosten bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-40: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konserva	tiver Stac	k		Innovative	r Stack	
Spannung 1,7 V		Anod Katł	e plus 10de	Kat	Kathode		lus Kathode	Kathode	
Stack Anzahl relativ zu 2,25 A/cm <sup>2</sup>	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>						
0,44	1	310	446	332	482	281	405	304	441
0,84	1,9	253	365	276	400	238	343	261	378
1,00	2,25	243	350	266	386	230	332	253	368
1,11	2,5	238	343	261	378	226	326	249	362
1,56	3,5	224	323	247	359	216	311	239	347
2,00	4,5	217	312	240	348	210	303	233	338
2,44	5,5	212	305	235	341	207	297	230	333
2,89	6,5	208	300	232	336	204	294	227	329
3,33	7,5	206	297	229	332	202	291	225	327
3,78	8,5	204	294	227	329	201	289	224	325

Tabelle 10-41: Spe	zifische System-Sell	bstkosten bei 1,8 \	/ Betriebsspann	ung und va	ariierender
Stromdichte für di	e konservative und	innovative Stack	-Variante. Werte	gelten bei	>10 GWe
installierter Leistung	g und einer System-E	Effizienz von n <sub>System-l</sub>	<sub>LHV</sub> ~ 0,64.	-	

			Konserva	tiver Stack		Innovativer Stack				
1,8 V		Anode plus Kathode		Kathode		Anode plus Kathode		Kathode		
Stackanzahl relativ zu 3,5 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,29	1,00	325	497	369	576	298	429	343	534	
0,46	1,60	282	432	328	511	265	382	311	485	
0,54	1,90	271	415	317	494	257	370	303	472	
1,00	3,50	244	373	290	452	236	340	282	440	
1,29	4,50	237	362	283	441	231	333	277	432	
1,57	5,50	232	355	279	434	227	328	274	427	
1,86	6,50	229	351	275	429	225	324	271	423	
2,14	7,50	227	347	273	426	223	322	270	420	
2,43	8,50	225	344	271	423	222	320	268	418	

Tabelle 10-42: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

			Konservat	tiver Stacl	k		Innovativ	ver Stack	
1,5 V		Ano Ka	de plus thode	Ka	thode	Anode plus Kathode		Kathode	
Stackanzahl relativ zu 0,25 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>
1,00	0,25	686	872	684	869	555	706	553	703
2,00	0,50	414	526	412	523	348	443	346	440
4,00	1,00	278	353	276	350	245	311	243	309

# Tabelle 10-43: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von $\eta_{System-LHV} \sim 0,74$ .

			Konservat	iver Stac	k	Innovativer Stack			
1,6 V		Anode	plus Kathode	ĸ	athode	Anode p	olus Kathode	Ka	thode
Stackanzahl relativ zu 1 A/cm2	A/cm2	€/kWe	€/kWLHV	€/kWe	€/kWLHV	€/kWe	€/kWLHV	€/kWe	€/kWLHV
0,2222	0,50	693	941	692	939	571	773	570	773
1	1,13	296	402	296	401	269	364	269	364
1,69	1,90	250	339	250	339	234	317	234	317

## 10.13.1 Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 70 bar + Kathode 100 bar und ausschließlich Kathode bei 100 bar. Fixed Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-44: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konserva	tiver Stac	k	Innovativer Stack				
Spannung 1,7 V		Anod Kath	e plus 10de	Kathode		Anode p	lus Kathode	Kathode		
Stack Anzahl relativ zu 2,25 A/cm <sup>2</sup>	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,44	1	498	717	526	763	450	648	478	694	
0,84	1,9	403	580	431	626	377	543	406	589	
1,00	2,25	386	556	415	602	365	525	394	571	
1,11	2,5	377	543	406	589	358	515	387	561	
1,56	3,5	354	510	383	556	340	490	370	536	
2,00	4,5	341	492	371	537	330	476	360	522	
2,44	5,5	333	480	362	526	324	467	354	513	
2,89	6,5	327	472	357	517	320	461	349	507	
3,33	7,5	323	466	353	511	317	456	346	502	
3,78	8,5	320	461	350	507	314	453	344	499	

Tabelle 10-45: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,8 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64$ .

			Konserva	tiver Stack	(	Innovativer Stack				
1,8 V		Anode plus Kathode		Kathode		Anoo Kat	de plus hode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 3,5 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,29	1,00	518	792	576	898	472	680	531	828	
0,46	1,60	446	683	506	789	418	602	478	746	
0,54	1,90	428	655	488	760	404	582	464	724	
1,00	3,50	382	585	443	691	369	532	430	671	
1,29	4,50	370	566	431	672	360	518	421	657	
1,57	5,50	362	555	424	660	354	510	415	648	
1,86	6,50	357	546	418	652	350	504	411	642	
2,14	7,50	353	540	415	646	347	500	409	637	
2,43	8,50	350	536	412	642	345	497	406	634	

Tabelle 10-46: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

			Konservat	tiver Stacl	k	Innovativer Stack				
1,5 V		Ano Ka	de plus thode	Ka	thode	Ano Kat	de plus thode	Kat	hode	
Stackanzahl relativ zu 0,25 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
1,00	0,25	1141	1450	1138	1446	922	1171	918	1167	
2,00	0,50	684	869	680	865	574	730	571	725	
4,00	1,00	455	579	452	574	400	509	397	505	

Tabelle 10-47: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,74$ .

			Konserva	tiver Stacl	ĸ	Innovativer Stack				
1,6 V		Ano Kat	de plus thode	Kat	thode	Anode plus Kathode		Kathode		
Stackanzahl relativ zu 1 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,2222	0,50	1144	1552	1140	1546	938	1271	934	1267	
1	1,13	477	647	473	642	431	584	428	580	
1,69	1,90	399	541	396	537	372	504	369	500	

## 10.13.2 Anhang zu Abschnitt 8.4: Anode 70 bar + Kathode 100 bar und ausschließlich Kathode bei 100 bar. Total Capital Investments bei unterschiedlichen Betriebspunkten

Tabelle 10-48: Spezifische Total Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7$ .

			Konserva	tiver Stac	k	Innovativer Stack				
Spannung 1,7 V		Anod Kath	e plus 10de	Kat	Kathode		lus Kathode	Kathode		
Stack Anzahl relativ zu 2,25 A/cm <sup>2</sup>	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,44	1	693	998	730	1058	620	893	658	954	
0,84	1,9	549	791	587	852	511	736	549	796	
1,00	2,25	525	756	563	816	492	709	531	769	
1,11	2,5	511	736	549	796	482	694	520	755	
1,56	3,5	476	686	515	747	456	656	494	717	
2,00	4,5	457	659	496	719	441	635	480	696	
2,44	5,5	445	641	484	701	432	622	470	682	
2,89	6,5	437	629	475	689	425	613	464	673	
3,33	7,5	430	620	469	680	421	606	459	666	
3,78	8,5	426	613	464	673	417	601	456	661	

Tabelle 10-49: Spezifische Total Capital Investments bei 1,8 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0.64$ .

1,8 V			Konservat	tiver Stack		Innovativer Stack				
		Anode plus Kathode		Kathode		Anoo Kat	de plus hode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 3,5 A/cm2	A/cm²	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	
0,29	1,00	716	1097	793	1236	648	933	725	1131	
0,46	1,60	609	933	688	1072	567	816	646	1007	
0,54	1,90	581	890	660	1029	545	786	625	974	
1,00	3,50	513	785	593	924	493	710	573	894	
1,29	4,50	495	757	575	896	479	691	560	873	
1,57	5,50	483	739	563	879	471	678	551	860	
1,86	6,50	475	727	556	866	465	669	545	850	
2,14	7,50	469	718	550	857	460	663	541	843	
2,43	8,50	465	711	546	851	457	658	538	838	

Tabelle 10-50: Spezifische Total Capital Investments bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,79$ .

			Konserva	iver Stacl	ĸ	Innovativer Stack				
1,5 V		Ano Kat	de plus thode	Ka	thode	Ano Kai	de plus thode	Kathode		
Stackanzahl relativ zu 0,25 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>							
1,00	0,25	1672	2125	1668	2120	1343	1706	1338	1700	
2,00	0,50	985	1252	981	1246	820	1043	816	1037	
4,00	1,00	642	816	637	810	559	711	555	705	

Tabelle 10-51: Spezifische Total Capital Investments bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,74$ .

		Konservativer Stack				Innovativer Stack			
1,6 V		Anode plus Kathode		Kathode		Anode plus Kathode		Kathode	
Stackanzahl relativ zu 1 A/cm2	A/cm <sup>2</sup>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kWe	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>	€/kW <sub>e</sub>	€/kW <sub>LHV</sub>
0,2222	0,50	1665	2260	1660	2251	1356	1837	1351	1832
1	1,13	663	899	658	893	594	805	590	800
1,69	1,90	546	741	542	735	505	684	501	679

#### 10.14 Verwendeter Quellcode Visual Basic for Applications in Excel

"Public Function drei(p As Double, I As Double, M As Double, u As Double) As Double Dim a As Double, b As Double, c As Double If p < I Then drei = 0 Elself p > u Then drei = 0 End If If p < (M - I) / (u - I) Then a = 1 b = -2 \* I c = I ^ (2) - p \* (M - I) \* (u - I) drei = (-b + Sqr(b ^ (2) - 4 \* a \* c)) / 2 / a Elself p <= 1 Then a = 1 b = -2 \* u c = u ^ (2) - (1 - p) \* (u - I) \* (u - M) drei = (-b - Sqr(b ^ (2) - 4 \* a \* c)) / 2 / a End If End Function [171]"

#### 10.15 Berechnungsblätter einzelner Stack-Varianten VBA-Code

Sub Schleife() Application.ScreenUpdating = False Dim I As Long 'KOmmentar Dim a As Double 'Aktive Fläche Dim b As Double 'VerhältnisAt1 Dim c As Double 'VerhältnisAt2 Dim d As Double 'VerhältnisAt3 Dim e As Double 'VerhältnisEn Dim f As Double 'VerhältnisEn1 Dim g As Double 'VerhältnisEn2 Dim h As Double 'DickeEnd Dim J As Double 'DichteEnd Dim k As Double 'Vorschub Fräse Dim L As Double 'Breite Fräse Dim n As Double 'Maschinenstundensatz Schneiden Dim o As Double 'Maschinenstundensatz Fräse

Dim p As Double 'Preis1

- Dim q As Double 'Preis2
- Dim r As Double 'Preis3
- Dim s As Double 'Schneidgeschwindigkeit
- Dim t As Double 'Bohrzeit
- Dim y As Double 'Preis1
- Dim w As Double 'Preis2
- Dim v As Double 'Preis3
- Dim z As Double 'Resultierender FAktor
- a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value
- b = Worksheets("Stack").Range("J17").Value
- c = Worksheets("Stack").Range("K17").Value
- d = Worksheets("Stack").Range("L17").Value
- e = Worksheets("Stack").Range("J19").Value
- f = Worksheets("Stack").Range("K19").Value
- g = Worksheets("Stack").Range("L19").Value
- h = Worksheets("Stack").Range("O33").Value
- J = Worksheets("Stack").Range("Q33").Value
- k = Worksheets("Stack").Range("J69").Value
- L = Worksheets("Stack").Range("J70").Value
- n = Worksheets("Stack").Range("J79").Value o = Worksheets("Stack").Range("J80").Value
- p = Worksheets("Stack").Range("J82").Value
- q = Worksheets("Stack").Range("K82").Value
- r = Worksheets("Stack").Range("L82").Value
- s = Worksheets("Stack").Range("J60").Value
- t = Worksheets("Stack").Range("J68").Value
- y = Worksheets("Stack").Range("J83").Value
- w = Worksheets("Stack").Range("K83").Value
- v = Worksheets("Stack").Range("L83").Value
- z = Worksheets("Stack").Range("J87").Value
- For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value

Next I

Application.ScreenUpdating = True

End Sub

#### 10 Anhang

Public Function SchneidenKupferTrenn(X As Double) Dim y As Double y = 0.0125 \* (X \* 1000) ^ 2 + 0.3819 \* (X \* 1000) + 1.1629 SchneidenKupferTrenn = y End Function Public Function SchneidenKupferTrennZeit(X As Double) Dim y As Double  $y = 2628 * (X * 1000) ^ (-1.175)$ SchneidenKupferTrennZeit = y End Function Public Function Kupferpreis(X As Double) Dim y As Double If X <= 10000 Then y = 29.264776 \* X ^ (-0.122725) Elself X > 1400 Then y = 12End If Kupferpreis = y End Function Sub Schleife3() Application.ScreenUpdating = False Dim I As Long 'KOmmentar Dim a As Double 'Aktive Fläche Dim b As Double 'VerhältnisAt1 Dim c As Double 'VerhältnisAt2 Dim d As Double 'VerhältnisAt3 Dim h As Double 'DickeStromabnehmer Dim J As Double 'DichteStromabnehmer Dim k As Double 'Vorschub Fräse Dim L As Double 'Breite Fräse Dim n As Double 'Maschinenstundensatz Schneiden Dim o As Double 'Maschinenstundensatz Fräse Dim p As Double 'Preis1 Dim q As Double 'Preis2 Dim r As Double 'Preis3 Dim s As Double 'Schneidgeschwindigkeit Dim t As Double 'Bohrzeit Dim y As Double 'Preis1

Dim w As Double 'Preis2 Dim v As Double 'Preis3 Dim z As Double 'Resultierender Faktor a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value b = Worksheets("Stack").Range("J20").Value c = Worksheets("Stack").Range("K20").Value d = Worksheets("Stack").Range("L20").Value h = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G24").Value J = Worksheets("Stack").Range("Q35").Value k = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G37").Value L = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G38").Value n = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G48").Value o = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G47").Value p = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G50").Value q = Worksheets("Stromabnehmer").Range("H50").Value r = Worksheets("Stromabnehmer").Range("I50").Value s = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G27").Value t = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G36").Value y = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G51").Value w = Worksheets("Stromabnehmer").Range("H51").Value v = Worksheets("Stromabnehmer").Range("I51").Value z = Worksheets("Stromabnehmer").Range("G55").Value For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value Cells(I, 12) = WorksheetFunction.Round((J \* h \* (a / drei(Rnd, b, c, d)) \* drei(Rnd, p, q, r) + n \* ((4 \* ((a / drei(Rnd, b, c, d)) ^ 0.5) / (60 \* s / 1000))) + (t + 2 \* ((3 / 1000) \* a / drei(Rnd, b, c, d)) / ((3.141 \* (L \* L / 4) \* k))) \* o) \* (1 / drei(Rnd, y, w, v)) \* z, 1) Next I Application.ScreenUpdating = True End Sub Public Function SchneidenKunststoff(X As Double) Dim y As Double y = 0.122188538715391 \* (X \* 1000) ^ 1.50747418289393 SchneidenKunststoff = y End Function Public Function SchneidzeitKunststoff(X As Double) Dim y As Double y = (11928.466841 \* (X \* 1000) ^ (-1.504483)) + 100 SchneidzeitKunststoff = y

#### 10 Anhang

```
End Function
Public Function Isolationsplattenpreis(I As Double)
Dim J As Double
If I <= 10000 Then
J = 76.6240409265 * I ^ (-0.0619391971)
Elself I > 10000 Then
J = 45
End If
Isolationsplattenpreis = J
End Function
Sub Schleife5()
Application.ScreenUpdating = False
Dim I As Long 'KOmmentar
Dim a As Double 'Aktive Fläche
Dim b As Double 'VerhältnisAt1
Dim c As Double 'VerhältnisAt2
Dim d As Double 'VerhältnisAt3
Dim h As Double 'Dickelsoplatte
Dim J As Double 'Dichtelsoplatte
Dim k As Double 'Vorschub Fräse
Dim L As Double 'Breite Fräse
Dim n As Double 'Maschinenstundensatz Schneiden
Dim o As Double 'Maschinenstundensatz Fräse
Dim p As Double 'Preis1
Dim q As Double 'Preis2
Dim r As Double 'Preis3
Dim s As Double 'Schneidgeschwindigkeit
Dim t As Double 'Bohrzeit
Dim y As Double 'Preis1
Dim w As Double 'Preis2
Dim v As Double 'Preis3
Dim z As Double 'Reusltierender Faktor
a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value
b = Worksheets("Stack").Range("J17").Value
c = Worksheets("Stack").Range("K17").Value
d = Worksheets("Stack").Range("L17").Value
h = Worksheets("Isoplatte").Range("G24").Value
J = Worksheets("Stack").Range("Q34").Value
```

k = Worksheets("Isoplatte").Range("G37").Value

L = Worksheets("Isoplatte").Range("G38").Value

n = Worksheets("Isoplatte").Range("G48").Value

o = Worksheets("Isoplatte").Range("G47").Value

p = Worksheets("Isoplatte").Range("G50").Value

q = Worksheets("Isoplatte").Range("H50").Value

r = Worksheets("Isoplatte").Range("I50").Value

s = Worksheets("Isoplatte").Range("G27").Value

t = Worksheets("Isoplatte").Range("G36").Value

y = Worksheets("Isoplatte").Range("G51").Value

w = Worksheets("Isoplatte").Range("H51").Value

v = Worksheets("Isoplatte").Range("I51").Value

z = Worksheets("Isoplatte").Range("G55").Value

For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value

```
Cells(I, 13) = WorksheetFunction.Round((J * h * (a / drei(Rnd, b, c, d)) * drei(Rnd, p, q, r) + n * ((4 * ((a / drei(Rnd, b, c, d)) ^ 0.5) / (60 * s / 1000))) + (t + 2 * (a / drei(Rnd, b, c, d)) / (L * k)) * o) * (1 / drei(Rnd, y, w, v)) * z, 1)
```

Next I

Application.ScreenUpdating = True

End Sub

Public Function PPSGranulatPreis(X As Double)

Dim y As Double

If X <= 10000 Then

y = 11.25534038 \* X ^ (-0.13758382)

Elself X > 15000 Then

y = 3

End If

PPSGranulatPreis = y

End Function

Sub Schleife7()

Application.ScreenUpdating = False

Dim I As Long 'KOmmentar

Dim a As Double 'Aktive Fläche

Dim b As Double 'VerhältnisAt1

Dim c As Double 'VerhältnisAt2

Dim d As Double 'VerhältnisAt3

Dim h As Double 'DickeRahmen

Dim J As Double 'DichteRahmen

#### 10 Anhang

Dim L As Double 'Zykluszeit Dim n As Double 'Maschinenstundensatz Spritzgießen Dim p As Double 'Preis1 Dim q As Double 'Preis2 Dim r As Double 'Preis3 Dim y As Double 'Preis1 Dim w As Double 'Preis2 Dim v As Double 'Preis3 Dim z As Double 'Resultierender Faktor a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value b = Worksheets("Stack").Range("J17").Value c = Worksheets("Stack").Range("K17").Value d = Worksheets("Stack").Range("L17").Value h = Worksheets("Stack").Range("O37").Value J = Worksheets("Stack").Range("Q37").Value L = Worksheets("Rahmen").Range("G42").Value n = Worksheets("Rahmen").Range("G37").Value p = Worksheets("Rahmen").Range("G46").Value q = Worksheets("Rahmen").Range("H46").Value r = Worksheets("Rahmen").Range("I46").Value y = Worksheets("Rahmen").Range("G47").Value w = Worksheets("Rahmen").Range("H47").Value v = Worksheets("Rahmen").Range("I47").Value z = Worksheets("Rahmen").Range("G51").Value For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value Cells(I, 14) = WorksheetFunction.Round((((a / drei(Rnd, b, c, d) - a)) \* h \* J \* drei(Rnd, p, q, r) + n \* L) \* (1 / drei(Rnd, y, w, v)) \* z, 1) Next I Application.ScreenUpdating = True End Sub Public Function Toraypreis(X As Double) Dim y As Double y = (549.26172 \* X ^ (-0.21759)) Toraypreis = y End Function Public Function Titanblechpreis(X As Double) Dim y As Double

```
If X <= 10000 Then
y = (101.942595 * X ^ (-0.195902))
Elself X > 10000 Then
y = 16
End If
Titanblechpreis = y
End Function
Sub Schleife9()
Application.ScreenUpdating = False
Dim I As Long 'KOmmentar
Dim a As Double 'Aktive Fläche
Dim b As Double 'Toray1
Dim c As Double 'Toray2
Dim d As Double 'Toray3
Dim h As Double 'LängeStreckmetall
Dim J As Double 'DickeStreckmetall
Dim L As Double 'DichteEdelstahl
Dim p As Double 'EDPreis1
Dim q As Double 'EDPreis2
Dim r As Double 'EDPreis3
Dim y As Double 'EDPreis1
Dim w As Double 'EDPreis2
Dim v As Double 'EDPreis3
Dim z As Double 'Resultierender FAktor
a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value
b = Worksheets("Toray").Range("G50").Value
c = Worksheets("Toray").Range("H50").Value
d = Worksheets("Toray").Range("I50").Value
h = Worksheets("Toray").Range("H44").Value
J = Worksheets("Toray").Range("G38").Value
L = Worksheets("Stack").Range("Q36").Value
p = Worksheets("Toray").Range("G46").Value
q = Worksheets("Toray").Range("H46").Value
r = Worksheets("Toray").Range("I46").Value
y = Worksheets("Toray").Range("G51").Value
w = Worksheets("Toray").Range("H51").Value
v = Worksheets("Toray").Range("I51").Value
z = Worksheets("Toray").Range("G55").Value
```

```
For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value
Cells(I, 20) = WorksheetFunction.Round((a * drei(Rnd, b, c, d) + h * h * J * L * drei(Rnd, p, q, r)) * (1 /
drei(Rnd, y, w, v)) * z, 1)
Next I
Application.ScreenUpdating = True
End Sub
Public Function Titanpulverpreis(X As Double)
Dim y As Double
If X <= 10000 Then
y = (101.942595 * X ^ (-0.195902)) * 5
Elself X > 10000 Then
y = 5 * 16
End If
Titanpulverpreis = y
End Function
Sub Schleife13()
Application.ScreenUpdating = False
Dim I As Long 'KOmmentar
Dim a As Double 'AktiveFläche
Dim e As Double 'V1
Dim z As Double 'V2
Dim y As Double 'V3
Dim o As Double 'Formkosten
Dim b As Double 'Maschinenkostenspritzen
Dim c As Double 'Maschinenkostenpünktchen
Dim d As Double 'SSpreis1
Dim h As Double 'SS2
Dim J As Double 'SS3
Dim L As Double 'Titan1
Dim n As Double 'Titan2
Dim p As Double 'Titan3
Dim q As Double 'Platin1
Dim r As Double 'Platin2
Dim s As Double 'Platin3
Dim t As Double 'DichteSS
Dim U As Double 'DichteTitan
Dim v As Double 'DickeSS
Dim w As Double 'DickeTitanpulver
```

Dim X As Double 'Platinbeladung aktive fläche Dim f As Double 'Platin1 Dim g As Double 'Platin2 Dim ko As Double 'Platin3 Dim k As Double 'Resultierender FAktor a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value e = Worksheets("Stack").Range("J17").Value z = Worksheets("Stack").Range("K17").Value y = Worksheets("Stack").Range("L17").Value o = Worksheets("BPP").Range("F26").Value b = Worksheets("BPP").Range("F46").Value c = Worksheets("BPP").Range("F54").Value d = Worksheets("BPP").Range("F56").Value h = Worksheets("BPP").Range("G56").Value J = Worksheets("BPP").Range("H56").Value L = Worksheets("BPP").Range("F57").Value n = Worksheets("BPP").Range("G57").Value p = Worksheets("BPP").Range("H57").Value q = Worksheets("BPP").Range("F58").Value r = Worksheets("BPP").Range("G58").Value s = Worksheets("BPP").Range("H58").Value t = Worksheets("Stack").Range("Q36").Value U = Worksheets("Stack").Range("Q38").Value v = Worksheets("Stack").Range("O36").Value w = Worksheets("BPP").Range("F32").Value X = Worksheets("BPP").Range("F53").Value f = Worksheets("BPP").Range("F59").Value g = Worksheets("BPP").Range("G59").Value ko = Worksheets("BPP").Range("H59").Value k = Worksheets("BPP").Range("F63").Value For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value Cells(I, 16) = WorksheetFunction.Round((o + b + c + drei(Rnd, q, r, s) \* X + t \* v \* (a / drei(Rnd, e, z, y)) \* drei(Rnd, d, h, J) + (a / drei(Rnd, e, z, y)) \* drei(Rnd, L, n, p) \* w \* U) \* (1 / drei(Rnd, f, g, ko)) \* k, 1) Next I Application.ScreenUpdating = True End Sub

Public Function Nafionpreis(X As Double)

Dim y As Double

y = (790.718643 \* X ^ (-0.195737))

Nafionpreis = y

End Function

Sub Schleife15()

Application.ScreenUpdating = False

- Dim I As Long 'KOmmentar
- Dim a As Double 'AktiveFläche
- Dim e As Double 'V1
- Dim z As Double 'V2
- Dim y As Double 'V3
- Dim o As Double 'MaschinenkostenMembranherstellung
- Dim v As Double 'Länge Membran
- Dim b As Double 'Nafion1
- Dim c As Double 'Nafion2
- Dim X As Double 'Nafion3
- Dim t As Double 'Träger1
- Dim U As Double 'Träger2
- Dim w As Double 'Träger3
- Dim MA As Double 'Maschinenkosten Katherstellung
- Dim d As Double 'RelativebeladungPl1
- Dim h As Double 'RelativebeladungPl2
- Dim J As Double 'RelativebeladungPI3
- Dim L As Double 'RelativebeladungIr1
- Dim n As Double 'RelativebeladungIr2
- Dim p As Double 'RelativebeladungIr3
- Dim q As Double 'Platin1
- Dim r As Double 'Platin2
- Dim s As Double 'Platin3
- Dim Ir As Double 'Ir1
- Dim Iri As Double
- Dim Irid As Double
- Dim f As Double 'Dichte Nafion
- Dim Dicke As Double 'Dicke Nafion
- Dim ka As Double 'Ir1
- Dim kb As Double
- Dim kc As Double
- Dim k As Double 'resultierender FAktor
- a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value

e = Worksheets("Stack").Range("J17").Value z = Worksheets("Stack").Range("K17").Value y = Worksheets("Stack").Range("L17").Value o = Worksheets("MEA").Range("F39").Value v = Worksheets("MEA").Range("F40").Value b = Worksheets("MEA").Range("F41").Value c = Worksheets("MEA").Range("G41").Value X = Worksheets("MEA").Range("H41").Value t = Worksheets("MEA").Range("F42").Value U = Worksheets("MEA").Range("G42").Value w = Worksheets("MEA").Range("H42").Value MA = Worksheets("MEA").Range("F60").Value d = Worksheets("MEA").Range("F62").Value h = Worksheets("MEA").Range("G62").Value J = Worksheets("MEA").Range("H62").Value L = Worksheets("MEA").Range("F63").Value n = Worksheets("MEA").Range("G63").Value p = Worksheets("MEA").Range("H63").Value q = Worksheets("MEA").Range("F66").Value r = Worksheets("MEA").Range("G66").Value s = Worksheets("MEA").Range("H66").Value Ir = Worksheets("MEA").Range("F67").Value Iri = Worksheets("MEA").Range("G67").Value Irid = Worksheets("MEA").Range("H67").Value f = Worksheets("Stack").Range("Q44").Value Dicke = Worksheets("MEA").Range("F21").Value ka = Worksheets("MEA").Range("F69").Value kb = Worksheets("MEA").Range("G69").Value kc = Worksheets("MEA").Range("H69").Value k = Worksheets("MEA").Range("F73").Value

For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value

 $\begin{array}{l} Cells(I, 15) = WorksheetFunction.Round((o + v * drei(Rnd, t, U, w) + f * (Dicke / 100000) * (a / drei(Rnd, e, z, y)) * drei(Rnd, b, c, X) + MA + a * (10000 / 1000) * drei(Rnd, d, h, J) * drei(Rnd, q, r, s) + a * (10000 / 1000) * drei(Rnd, L, n, p) * drei(Rnd, Ir, Iri, Irid)) * (1 / drei(Rnd, ka, kb, kc)) * k, 1) \end{array}$ 

Next I

Application.ScreenUpdating = True

End Sub

Public Function Katpreis(X As Double)

Dim y As Double y = (81.877 \* X ^ (-0.084))

Katpreis = y

End Function

Sub Schleife17()

Application.ScreenUpdating = False

Dim I As Long 'KOmmentar

Dim a As Double 'Aktive Fläche

Dim b As Double 'VerhältnisAt1

Dim c As Double 'VerhältnisAt2

Dim d As Double 'VerhältnisAt3

Dim e As Double 'VerhältnisEn

Dim f As Double 'VerhältnisEn1

Dim g As Double 'VerhältnisEn2

Dim h As Double 'DickeEnd

Dim J As Double 'DichteEnd

Dim k As Double 'Vorschub Fräse

Dim L As Double 'Breite Fräse

Dim n As Double 'Maschinenstundensatz Schneiden

Dim o As Double 'Maschinenstundensatz Fräse

Dim p As Double 'Preis1

Dim q As Double 'Preis2

Dim r As Double 'Preis3

Dim s As Double 'Schneidgeschwindigkeit

Dim t As Double 'Bohrzeit

Dim y As Double 'Preis1

Dim w As Double 'Preis2

Dim v As Double 'Preis3

Dim z As Double 'Reusltierender Faktor

a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value

b = Worksheets("Stack").Range("J17").Value

c = Worksheets("Stack").Range("K17").Value

d = Worksheets("Stack").Range("L17").Value

e = Worksheets("Stack").Range("J19").Value

f = Worksheets("Stack").Range("K19").Value

g = Worksheets("Stack").Range("L19").Value

h = Worksheets("Stack").Range("O33").Value

J = Worksheets("Stack").Range("Q33").Value

- k = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("J69").Value
- L = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("J70").Value
- $n = Worksheets ("Endplatte_Stahl"). Range ("J79"). Value$
- o = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("J80").Value
- p = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("J82").Value
- q = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("K82").Value
- r = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("L82").Value
- s = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("J60").Value
- t = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("J68").Value
- y = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("J83").Value
- w = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("K83").Value
- v = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("L83").Value
- z = Worksheets("Endplatte\_Stahl").Range("J87").Value
- For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value

```
Cells(I, 11) = WorksheetFunction.Round((J * h * (a / drei(Rnd, e, f, g)) * drei(Rnd, p, q, r) + SchneidenEdelstahlplasma(h) * 4 * ((a / drei(Rnd, e, f, g)) ^ 0.5) + (t + 2 * ((3 / 1000) * a / drei(Rnd, e, f, g)) / ((3.141 * (L * L / 4) * k))) * o) * (1 / drei(Rnd, y, w, v)) * z, 1)
```

Next I

Application.ScreenUpdating = True

End Sub

Public Function StahlPreis(X As Double)

Dim y As Double

```
If X <= 1000 Then
```

y = 1.3878 \* X ^ (-0.11)

Elself X > 1000 Then

y = 0.5

End If

StahlPreis = v

End Function

Sub Schleife19()

Application.ScreenUpdating = False

Dim I As Long 'KOmmentar

Dim a As Double 'AktiveFläche

Dim e As Double 'V1

Dim z As Double 'V2

Dim y As Double 'V3

Dim o As Double 'Formkosten

Dim c As Double 'Maschinenkostenpünktchen

#### 10 Anhang

Dim d As Double 'TitanPreis

Dim h As Double 'TitanPreis

Dim J As Double 'TitanPreis

- Dim L As Double 'Gold1
- Dim n As Double 'Gold2
- Dim p As Double 'Gold3
- Dim q As Double 'Platin1
- Dim r As Double 'Platin2
- Dim s As Double 'Platin3
- Dim U As Double 'DichteTitan
- Dim v As Double 'DickeBPP
- Dim X As Double 'Platinbeladung aktive fläche
- Dim f As Double 'Platin1
- Dim g As Double 'Platin2
- Dim ko As Double 'Platin3
- Dim k As Double 'resutlierender Faktor
- a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value
- e = Worksheets("Stack").Range("J17").Value
- z = Worksheets("Stack").Range("K17").Value
- y = Worksheets("Stack").Range("L17").Value
- o = Worksheets("BPP1").Range("F26").Value

c = Worksheets("BPP1").Range("F54").Value d = Worksheets("BPP1").Range("F56").Value h = Worksheets("BPP1").Range("G56").Value J = Worksheets("BPP1").Range("H56").Value L = Worksheets("BPP1").Range("F57").Value n = Worksheets("BPP1").Range("G57").Value p = Worksheets("BPP1").Range("H57").Value q = Worksheets("BPP1").Range("F58").Value r = Worksheets("BPP1").Range("G58").Value s = Worksheets("BPP1").Range("H58").Value U = Worksheets("Stack").Range("Q38").Value v = Worksheets("Stack").Range("O36").Value X = Worksheets("BPP1").Range("F53").Value f = Worksheets("BPP1").Range("F59").Value g = Worksheets("BPP1").Range("G59").Value ko = Worksheets("BPP1").Range("H59").Value

```
k = Worksheets("BPP1").Range("F63").Value
For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value
Cells(I, 17) = WorksheetFunction.Round((o + c + drei(Rnd, q, r, s) * X + v * (a / drei(Rnd, e, z, y)) *
drei(Rnd, d, h, J) * U) * (1 / drei(Rnd, f, g, ko)) * k, 1)
Next I
Application.ScreenUpdating = True
End Sub
)
Application.ScreenUpdating = False
Dim I As Long 'KOmmentar
Dim a As Double 'AktiveFläche
Dim e As Double 'V1
Dim z As Double 'V2
Dim y As Double 'V3
Dim o As Double 'Formkosten
Dim b As Double 'Maschinenkostenspritzen
Dim c As Double 'Maschinenkostenpvd
Dim d As Double 'SSpreis1
Dim h As Double 'SS2
Dim J As Double 'SS3
Dim L As Double 'Titan1
Dim n As Double 'Titan2
Dim p As Double 'Titan3
Dim q As Double 'Platin1
Dim r As Double 'Platin2
Dim s As Double 'Platin3
Dim t As Double 'DichteSS
Dim U As Double 'DichteTitan
Dim v As Double 'DickeSS
Dim w As Double 'DickeTitanpulver
Dim X As Double 'Platinbeladung aktive fläche
Dim f As Double 'Platin1
Dim g As Double 'Platin2
Dim ko As Double 'Platin3
Dim k As Double 'resultierender Faktor
a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value
e = Worksheets("Stack").Range("J17").Value
z = Worksheets("Stack").Range("K17").Value
```

y = Worksheets("Stack").Range("L17").Value o = Worksheets("BPPPVD").Range("F26").Value b = Worksheets("BPPPVD").Range("F46").Value c = Worksheets("BPPPVD").Range("F54").Value d = Worksheets("BPPPVD").Range("F56").Value h = Worksheets("BPPPVD").Range("G56").Value J = Worksheets("BPPPVD").Range("H56").Value L = Worksheets("BPPPVD").Range("F57").Value n = Worksheets("BPPPVD").Range("G57").Value p = Worksheets("BPPPVD").Range("H57").Value g = Worksheets("BPPPVD").Range("F58").Value r = Worksheets("BPPPVD").Range("G58").Value s = Worksheets("BPPPVD").Range("H58").Value t = Worksheets("Stack").Range("Q36").Value U = Worksheets("Stack").Range("Q38").Value v = Worksheets("Stack").Range("O36").Value w = Worksheets("BPPPVD").Range("F32").Value X = Worksheets("BPPPVD").Range("F53").Value f = Worksheets("BPPPVD").Range("F59").Value g = Worksheets("BPPPVD").Range("G59").Value ko = Worksheets("BPPPVD").Range("H59").Value k = Worksheets("BPPPVD").Range("F63").Value For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value Cells(I, 18) = WorksheetFunction.Round((o + b + c + drei(Rnd, q, r, s) \* X + t \* v \* (a / drei(Rnd, e, z, v)) \*drei(Rnd, d, h, J) + (a / drei(Rnd, e, z, y)) \* drei(Rnd, L, n, p) \* w \* U) \* (1 / drei(Rnd, f, g, ko)) \* k, 1) Next I Application.ScreenUpdating = True End Sub Sub Schleife22() Application.ScreenUpdating = False Dim I As Long 'KOmmentar Dim a As Double 'AktiveFläche Dim e As Double 'V1 Dim z As Double 'V2 Dim y As Double 'V3 Dim o As Double 'Formkosten Dim c As Double 'Maschinenkostenpvd Dim d As Double 'TitanPreis

Dim h As Double 'TitanPreis

- Dim J As Double 'TitanPreis
- Dim L As Double 'Platin1
- Dim n As Double 'PLatin2
- Dim p As Double 'PLatin3
- Dim q As Double 'Platin1
- Dim r As Double 'Platin2
- Dim s As Double 'Platin3
- Dim U As Double 'DichteTitan
- Dim v As Double 'DickeBPP
- Dim X As Double 'Platinbeladung aktive fläche
- Dim f As Double 'Platin1
- Dim g As Double 'Platin2
- Dim ko As Double 'Platin3
- Dim k As Double 'Resultierender FAktor
- a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value
- e = Worksheets("Stack").Range("J17").Value
- z = Worksheets("Stack").Range("K17").Value
- y = Worksheets("Stack").Range("L17").Value
- o = Worksheets("BPPPVD1").Range("F26").Value
- c = Worksheets("BPPPVD1").Range("F54").Value
- d = Worksheets("BPPPVD1").Range("F56").Value
- h = Worksheets("BPPPVD1").Range("G56").Value
- J = Worksheets("BPPPVD1").Range("H56").Value
- L = Worksheets("BPPPVD1").Range("F57").Value
- n = Worksheets("BPPPVD1").Range("G57").Value
- p = Worksheets("BPPPVD1").Range("H57").Value
- f = Worksheets("BPPPVD1").Range("F58").Value
- g = Worksheets("BPPPVD1").Range("G58").Value
- ko = Worksheets("BPPPVD1").Range("H58").Value
- U = Worksheets("Stack").Range("Q38").Value
- v = Worksheets("Stack").Range("O36").Value
- X = Worksheets("BPPPVD1").Range("F53").Value
- k = Worksheets("BPPPVD1").Range("F62").Value
- For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value

```
Cells(I, 19) = WorksheetFunction.Round((o + c + drei(Rnd, L, n, p) * X + v * (a / drei(Rnd, e, z, y)) * drei(Rnd, d, h, J) * U) * (1 / drei(Rnd, f, g, ko)) * k, 1)
```

Next I

#### 10 Anhang

- Application.ScreenUpdating = True
- End Sub
- Sub Schleife23()
- Application.ScreenUpdating = False
- Dim I As Long 'KOmmentar
- Dim a As Double 'Masse Sinterkörper
- Dim o As Double 'PVDKosten Maschinenkosten
- Dim d As Double 'TitanPreis
- Dim h As Double 'TitanPreis
- Dim J As Double 'TitanPreis
- Dim L As Double 'Platin1
- Dim n As Double 'PLatin2
- Dim p As Double 'PLatin3
- Dim X As Double 'Platinbeladung aktive fläche
- Dim y As Double 'Platin1
- Dim w As Double 'PLatin2
- Dim v As Double 'PLatin3
- Dim z As Double 'Resultierender Faktor
- a = Worksheets("Sinterkörper").Range("F40").Value
- o = Worksheets("Sinterkörper").Range("F54").Value
- d = Worksheets("Sinterkörper").Range("F56").Value
- h = Worksheets("Sinterkörper").Range("G56").Value
- J = Worksheets("Sinterkörper").Range("H56").Value
- L = Worksheets("Sinterkörper").Range("F57").Value
- n = Worksheets("Sinterkörper").Range("G57").Value
- p = Worksheets("Sinterkörper").Range("H57").Value
- X = Worksheets("Sinterkörper").Range("F53").Value
- y = Worksheets("Sinterkörper").Range("F58").Value
- w = Worksheets("Sinterkörper").Range("G58").Value
- v = Worksheets("Sinterkörper").Range("H58").Value
- z = Worksheets("Sinterkörper").Range("F62").Value
- For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value

 $\label{eq:cells(I, 21) = WorksheetFunction.Round((o + (a * drei(Rnd, d, h, J)) + X * drei(Rnd, L, n, p)) * (1 / drei(Rnd, y, w, v)) * z, 1)$ 

Next I

Application.ScreenUpdating = True

End Sub

Sub Schleife24()

- Application.ScreenUpdating = False
- Dim I As Long 'KOmmentar
- Dim a As Double 'Masse Sinterkörper
- Dim o As Double 'PVDKosten Maschinenkosten
- Dim d As Double 'TitanPreis
- Dim h As Double 'TitanPreis
- Dim J As Double 'TitanPreis
- Dim L As Double 'Platin1
- Dim n As Double 'PLatin2
- Dim p As Double 'PLatin3
- Dim X As Double 'Platinbeladung aktive fläche
- Dim y As Double 'Platin1
- Dim w As Double 'PLatin2
- Dim v As Double 'PLatin3
- Dim z As Double 'Resultierender Faktor
- a = Worksheets("Sinterkörper").Range("F40").Value
- o = Worksheets("Sinterkörper").Range("F54").Value
- d = Worksheets("Sinterkörper").Range("F56").Value
- h = Worksheets("Sinterkörper").Range("G56").Value
- J = Worksheets("Sinterkörper").Range("H56").Value
- L = Worksheets("Sinterkörper").Range("F57").Value
- n = Worksheets("Sinterkörper").Range("G57").Value
- p = Worksheets("Sinterkörper").Range("H57").Value
- X = Worksheets("Sinterkörper").Range("F53").Value
- y = Worksheets("Sinterkörper").Range("F58").Value
- w = Worksheets("Sinterkörper").Range("G58").Value
- v = Worksheets("Sinterkörper").Range("H58").Value
- z = Worksheets("Sinterkörper").Range("F62").Value
- For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value

 $\begin{aligned} & \text{Cells}(I, 22) = \text{WorksheetFunction.Round}((o * 0.5 + (a * drei(\text{Rnd}, d, h, J)) + 0.5 * X * drei(\text{Rnd}, L, n, p)) * (1 & / drei(\text{Rnd}, y, w, v)) * z, 1) \end{aligned}$ 

Next I

Application.ScreenUpdating = True

End Sub

Sub Schleife25()

- Application.ScreenUpdating = False
- Dim I As Long 'KOmmentar
- Dim a As Double 'AktiveFläche

Dim e As Double 'V1 Dim z As Double 'V2 Dim y As Double 'V3 Dim o As Double 'Formkosten Dim c As Double 'Maschinenkostenpvd Dim d As Double 'TitanPreis Dim h As Double 'TitanPreis Dim J As Double 'TitanPreis Dim L As Double 'Platin1 Dim n As Double 'PLatin2 Dim p As Double 'PLatin3 Dim q As Double 'Platin1 Dim r As Double 'Platin2 Dim s As Double 'Platin3 Dim U As Double 'DichteTitan Dim v As Double 'DickeBPP Dim X As Double 'Platinbeladung aktive fläche Dim k As Double 'Resultierender FAktor a = Worksheets("Stack").Range("L10").Value e = Worksheets("Stack").Range("J17").Value z = Worksheets("Stack").Range("K17").Value y = Worksheets("Stack").Range("L17").Value o = Worksheets("BPPPVD1").Range("F26").Value c = Worksheets("BPPPVD1").Range("F54").Value d = Worksheets("BPPPVD1").Range("F56").Value h = Worksheets("BPPPVD1").Range("G56").Value J = Worksheets("BPPPVD1").Range("H56").Value L = Worksheets("BPPPVD1").Range("F57").Value n = Worksheets("BPPPVD1").Range("G57").Value p = Worksheets("BPPPVD1").Range("H57").Value q = Worksheets("BPPPVD1").Range("F58").Value r = Worksheets("BPPPVD1").Range("G58").Value s = Worksheets("BPPPVD1").Range("H58").Value U = Worksheets("Stack").Range("Q38").Value v = Worksheets("Stack").Range("O36").Value X = Worksheets("BPPPVD1").Range("F53").Value k = Worksheets("BPPPVD1").Range("F62").Value For I = 90 To Worksheets("AWS").Range("J81").Value Cells(I, 23) = WorksheetFunction.Round((o + v \* (a / drei(Rnd, e, z, y)) \* drei(Rnd, d, h, J) \* U) \* k, 1) Next I Application.ScreenUpdating = True End Sub 10 Anhang

#### 11 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-3: Schematische Darstellung der Berechnung des spezifischen Kapitalbedarfs in €/kW<sub>e</sub>, €/kW<sub>HHV</sub>, €/kW<sub>LHV</sub>. Zahlenwert des Brenn- und Heizwertes entnommen aus [48, 53].....13

#### 11 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 3-8: Einordnung der Verwendung von Kostenschätzungsmethoden in Abhängigkeit der Entwicklungsphase und des Innovationsgrades. Abbildung Entnommen aus [72 S. 148]....31

Abbildung 4-1: Verlauf der spezifischen Materialkosten für Edelstahlbleche. Für geringe Abnahmemengen sind spezifische Kosten von 7 bis 12 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten. Bei Abnahmemengen von >1000 kg sind spezifische Materialkosten von 3 bis 4 €·kg<sup>-1</sup> zu erwarten.

Abbildung 4-5: XRD-Messungen der Beschichtungen der Precors GmbH......55

Abbildung 4-9: Börsenchart Platin und Iridium im Zeitraum von 12.07.2014-12.07.2019. ...........59

Abbildung 5-3: Prinzip der Werkstattfertigung [78 S. 182]......65

Abbildung 5-8: Schneidekosten von Plasmaschneiden in €·m<sup>-1</sup> und Schneidezeiten in mm·min<sup>-1</sup> für Edelstahl als Funktion der Dicke in mm [136]......69

# 11 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 5-11: Fertigungsprozess des Rahmens
Abbildung 5-12: Schematische Darstellung einer Spritzgießwerkzeughälfte für die Herstellung des Rahmens. Dargestellt sind zudem der Werkzeugkern und die mit Schmelze gefühlte Werkzeugkavität, die den Kern umfließt
Abbildung 5-13: Konzept einer umspritzten Bipolarplatte75
Abbildung 5-14: Fertigungsprozess unterschiedlicher Bipolarplatten-Konzepte
Abbildung 5-15: Konzept einer Hybridanlage, die eine thermische Spritzanlage und eine Anlage zur Physikalischen-Gasabscheidung vereint
Abbildung 5-16: Fertigungsprozess unterschiedlicher Titan-Bipolarplatten-Konzepte
Abbildung 5-17: Schematische Darstellung der Prozesse an den Gasdiffusionsschichten. Im Anodenraum wird Wasser über die Gasdiffusionsschicht zur Membran transportiert. Der erzeugte Sauerstoff und nicht umgesetztes Wasser werden ebenfalls über die Gasdiffusionsschicht abgeführt. Die Katalysatoren Iridium und Platin sind auf der Membran aufgebracht
Abbildung 5-18: Materialien und Fertigungsprozess für die Gasdiffusionsschichten auf der Anode
Abbildung 5-19: Schematische Darstellung der Membran-Elektroden-Einheit und der Oxidations- und Reduktionsvorgänge an den Katalysatoren. Als Anodenkatalysator wird gegenwärtig Iridiumdioxid eingesetzt. Kathodenkatalysator ist Platin
Abbildung 5-20: Strukturformel von Nafion <sup>®</sup> bestehend aus perfluorierter Hauptkette und Sulfonsäure als Nebenkette [121]
Abbildung 5-21: Konzept einer Linienfertigung der Firma Giner zur Produktion einer verstärkten Membran-Elektroden-Einheit [164]
Abbildung 5-22: Fertigungsorganisation der einzelnen Komponenten in Funktionsgruppen, die im Fließprinzip durchlaufen werden
Abbildung 6-1: Schematische Darstellung der Methodik zur Berechnung der <i>Total Capital</i> <i>Investments</i> und der spezifischen Kosten. Mit <i>BOP</i> = <i>Balance of Plant</i> Komponenten = Peripheriekomponenten und <i>TCI</i> = <i>Total Capital Investments</i>
Abbildung 6-2: Schematische Darstellung der Dimensionen der Stack-Komponenten und der Verhältnisse zwischen aktiver Fläche und Gesamtfläche im ungünstigen Fall (Fall A oberer Hälfte der Abbildung) und im Basisfall (Fall B untere Hälfte der Abbildung)
Abbildung 6-3: "Methodik der Monte Carlo-Simulation." Abbildung entnommen aus [45 S. 162].
Abbildung 6-4: Darstellung der Komponenten, deren Effizienzen und die Betriebsparameter, die in dieser Arbeit untersucht bzw. angenommen werden109
Abbildung 6-5: Temperaturen der Stoffströme am Wärmeübertrager. Wärmeübertrager im Gegenstromprinzip
Abbildung 6-6: Schematische Darstellung eines Transformators. Entnommen aus [186] 115

Abbildung 6-8: Schamtische Darstellung eines Schaltnetzteils zur Kopplung eines Elektrolyseurs ans elektrische Netz. Aufbau wurde im Rahmen eines Expertengespräches konzipiert [185]..116

Abbildung 7-1: Sensitivitätsanalyse für die Endplatte aus Edelstahl. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt. 120

Abbildung 7-7: Darstellung der Stückkosten gemäß Gleichung 6-1 über die produzierte Stückzahl für die beidseitig beschichtete anodische Gasdiffusionsschicht. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet. 125

# 11 Abbildungsverzeichnis

Abbildung 7-12: Sensitivitätsanalyse für die Bipolarplattenvariante 3 aus Tabelle 7-3. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt
Abbildung 7-13: Sensitivitätsanalyse für die Bipolarplattenvariante 4 aus Tabelle 7-3. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt
Abbildung 7-14: Darstellung der Stückkosten über der produzierten Stückzahl für die Bipolarplatten Variante 3 aus Tabelle 7-3. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet
Abbildung 7-15: Darstellung der Stückkosten über der produzierten Stückzahl für die Bipolarplatten Variante 4 aus Tabelle 7-3. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet
Abbildung 7-16: Darstellung der Stückkosten über der produzierten Stückzahl für die Membran- Elektroden-Einheit. Für die Stückkostenberechnung wurden die Basiswerte aus Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 verwendet
Abbildung 7-17: Sensitivitätsanalyse für die Membran-Elektroden-Einheit. Die Sensitivitätsanalyse wurde für die Basisfälle der in Tabelle 6-2 und Tabelle 6-4 aufgelisteten Werte durchgeführt
Abbildung 7-18: Pareto Verteilung der konservativen Stack-Variante
Abbildung 7-19: Pareto Verteilung der innovativen Stack-Variante
Abbildung 7-20: Kostenstruktur der konservativen und innovativen Stack-Variante aus jeweils 100 Zellen
Abbildung 7-21: Modellierter Kostenverlauf der konservativen (oben) und innovativen (unten) Stack-Variante
Abbildung 7-22: Verlauf der spezifischen Stack-Selbstkosten mit 500 kgH <sub>2</sub> pro Tag Produktionsleistung pro Tag bei 1,8 V und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante
Abbildung 7-23: Verlauf der spezifischen Stack-Selbstkosten mit 500 kgH <sub>2</sub> pro Tag Produktionsleistung pro Tag bei 1,7 V und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante
Abbildung 7-24: Verlauf der spezifischen Stack-Selbstkosten mit 500 kgH <sub>2</sub> pro Tag Produktionsleistung pro Tag bei 1,6 V und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante
Abbildung 7-25: Verlauf der spezifischen Stack-Selbstkosten mit 500 kgH <sub>2</sub> pro Tag Produktionsleistung pro Tag bei 1,5 V und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante
Abbildung 7-26: Anzahl benötigter Zellen zur Erzeugung von 500 kgH <sub>2</sub> pro Tag bei einer aktiven Fläche von 3000 cm <sup>2</sup> als Funktion der Stromdichte
Abbildung 8-1: Klassischer Aufbau

 Abbildung 8-2: Aufbau mit ausschließlich kathodischer Versorgung
 144

 Abbildung 8-3: Skalierungs-Konzept beim klassischen Konzept (Versorgung von Anode und Kathode)
 146

Abbildung 8-6: Kostenstrukturen für PEM-Elektrolyseure im Differenzdruck zwischen Kathode und Anode von 30 bar (links) und ausschließlich kathodischer Versorgung (rechts) für ein 1 MW<sub>e</sub>-System. Kostenstrukturen gelten bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>. System-Effizienz η<sub>LHV</sub> ~0,7.

Abbildung 8-7: Kostenstrukturen für PEM-Elektrolyseure im Differenzdruck zwischen Kathode und Anode von 30 bar (links) und ausschließlich kathodischer Versorgung (rechts) bei >10 GW<sub>e</sub>-Systemen. Kostenstrukturen gelten bei 1,7 V und 2,25 A·cm<sup>-2</sup>. System-Effizienz  $\eta_{LHV} \sim 0,7.....148$ 

Abbildung 8-16: Einfluss der Stromdichte bei >10 GW<sub>e</sub> installierter Systemkapazität und  $\eta_{System-LHV}$  ~0,7 und 1,7 V auf die Selbstkosten. Weiterhin Ergebnisvergleich zwischen der
PlanDelyKaD-Studie [7] und den Ergebnissen in dieser Arbeit für einen Betriebsdruck von 75 bis 100 bar
Abbildung 10-1: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zu Abschnitt 6.1.2 (Endplatte Stahl)
Abbildung 10-2: Sensitivitätsanalyse zur Endplatte aus unlegiertem Stahl aus Abschnitt 6.1.2
Abbildung 10-3: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte-Carlo-Simulation zu Abschnitt 7.1 (Endplatte Edelstahl)
Abbildung 10-4: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zu Abschnitt 7.1 (Isolationsplatte aus Polyphenylensulfid)
Abbildung 10-5: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation Paretodiagramm zu Abschnitt 7.1 (Stromabnehmer aus Kupfer)
Abbildung 10-6: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zum Rahmen aus Abschnitt 7.2
Abbildung 10-7: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Kathoden Gasdiffusionsschicht aus Abschnitt 7.2
Abbildung 10-8: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Anoden Gasdiffusionsschicht aus Abschnitt 7.2, die beidseitig beschichtet wird
Abbildung 10-9: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Anoden Gasdiffusionsschicht aus Abschnitt 7.2, die einseitig beschichtet wird
Abbildung 10-10: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Bipolarplatte aus Abschnitt 7.3 (Variante 1)
Abbildung 10-11: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Bipolarplatte aus Abschnitt 7.3 (Variante 2)
Abbildung 10-12: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Bipolarplatte aus Abschnitt 7.3 (Variante 3)
Abbildung 10-13: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Bipolarplatte aus Abschnitt 7.3 (Variante 4)
Abbildung 10-14: Selbstkosten-Paretodiagramm der Monte Carlo-Simulation zur Membran- Elektroden-Einheit aus Abschnitt 7.4

## 12 Tabellenverzeichnis

Tabelle 1-1: Veröffentlichte Projektionen verschiedener Institutionen für die PEM-Elektrolyse. Abkürzungen: DOE (Department of Energy), FCHJU (Fuel Cells and Hydrogen Joint Undertaking), NOW (Nationale Organisation Wasserstoff- und Brennstoffzellentechnologie) ......3 Tabelle 2-1: Zusammenstellung der Funktionen der einzelnen Komponenten eines PEM-Stacks und der eingesetzten Materialien für diese......16 Tabelle 2-2: Werte für  $\Delta H_R$ ,  $\Delta G_R$  und T $\Delta S_R$  für flüssiges Wasser bei Standardbedingungen [49 Tabelle 3-1: Darstellung der Kosten, die bei der Bauteilkostenmethode von Turton berücksichtigt Tabelle 3-2: Koeffizienten K, Größenparameter Z und deren Intervalle für Komponenten die in Tabelle 3-3: Koeffizienten  $B_{1-2}$  und  $C_{1-3}$  für die Komponenten, die in dieser Arbeit Anwendung Tabelle 4-1: Beständigkeit verschiedener Edelstähle gegenüber Schwefelsäure bei unterschiedlichen Temperaturen. Mit: "0 = beständig gegen abtragende Flächenkorrosion, 1 = geringer Angriff durch abtragende Flächen Korrosion, 2 = kaum beständig gegen abtragende Tabelle 4-2: Wasserstoffaufnahme unterschiedliche Titanmaterialpaarungen. [18 S. 15-16].....54 Tabelle 4-4: Jeweiliger Iridium- oder Platinbedarf in Tonnen für die von Robinius [25] projizierte Wasserstoffmenge (3 Millionen Tonnen) als Funktion der Stromdichte, der jährlichen Laufzeit des Elektrolyseurs und der spezifischen Beladung. Die Ermittlung des Katalysatorbedarfs mit Gleichung 4-1 erfolgte unter der Annahme, dass der Elektrolyseur 8760 h im Jahr betrieben wird......60 Tabelle 5-1: Parameter, die für die Berechnung der Selbstkosten von Endplatte, Isolationsplatte Tabelle 5-2: Parameter, die für die Berechnung der Selbstkosten des Rahmens berücksichtigt werden müssen......74 Tabelle 5-3: Parameter, die für die Berechnung der Selbstkosten der Bipolarplatte berücksichtigt Tabelle 5-4: Parameter, die für die Berechnung der Selbstkosten der Bipolarplatte berücksichtigt Tabelle 5-5: Parameter, die für die Berechnung der Selbstkosten der Membran-Elektroden-Tabelle 5-6: Zusammenstellung der recherchierten und berechneten Maschinenstundensätze. 92 

Tabelle 6-2: Angenommene Verhältnisse zwischen aktiver Fläche und Gesamtfläche in dieser         Arbeit
Tabelle 6-3: Übersicht zu den angenommen Komponentendicken in dieser Arbeit 101
Tabelle 6-4: Übersicht zu den angenommenen Materialeinzelkosten und Beladungen in dieserArbeit. Annahmen basieren auf den Erläuterungen aus Kapitel 4 und 5.102
Tabelle 6-5: Übersicht zu den angenommen Zykluszeiten in dieser Arbeit
Tabelle 6-6: Eingabe- (blau) und Ausgabeparameter (grün) für die Endplattenfertigung für unlegierten Stahl.         104
Tabelle6-7:Überschlägigek-WertefürRohrbündelverdampferfürunterschiedlicheÜbertragungsbedingungen.Entnommen aus VDI - Wärmeatlas [176 Cc 1]112
Tabelle 7-1: Ergebnisse der Selbstkosten entsprechend Gleichung 6-1 für End-, Isolations- und         Stromverteilerplatte.         119
Tabelle 7-2: Ergebnisse der der Selbstkosten entsprechend Gleichung 6-1 für Rahmen und       Gasdiffusionsschichten
Tabelle7-3:ErgebnisseSelbstkostenentsprechendGleichung6-1für unterschiedlicheBipolarplatten-Konzepte.PVD-Verfahren =Physikalische Gasphasenabscheidung.125
Tabelle 7-4: Ergebnisse der Selbstkosten gemäß Gleichung 6-1für die Membran-Elektroden-         Einheit.         132
Tabelle 7-5: Berechnung der erforderlichen Stack-Anzahl und der spezifischen Selbstkosten im Betriebspunkt 1,8 V in Abhängigkeit der Stromdichte in diesem Betriebspunkt
Tabelle 8-1: Berechnungswerte für ein 1 MWe-System
Tabelle 8-2: <i>Selbstkosten</i> der untersuchten Systemvarianten. aus Abbildung 8-10 in €/kW <sub>e</sub> 151
Tabelle 8-3: <i>Selbstkosten</i> der untersuchten Systemvarianten aus Abbildung 8-11 in €/kW <sub>LHV</sub> . 152
Tabelle 8-4: Selbstkosten, <i>Fixed Capital Investments</i> , mögliche Verkaufspreise, <i>Total Capital Investments</i> in €/kW <sub>e</sub> & €/kW <sub>LHV</sub> bei 1,7 V und 2,25 A·cm <sup>-2</sup> . Wert aus Abbildung 8-12 und Abbildung 8-14
Tabelle 10-1: Eingabe- (blau) und Ausgabeparameter (grün) für die Endplattenfertigung für Edelstahl
Tabelle 10-2: Eingabe- (blau) und Ausgabeparameter (grün) für die Isolationsplattenfertigung.
Tabelle 10-3: Eingabe- (blau) und Ausgabeparameter (grün) für die Stromabnehmerfertigung.         168
Tabelle 10-4: Berechnungsblatt Rahmen. Eingabegrößen blau, Ausgabegrößen grün
Tabelle 10-5: Berechnungsblatt Gasdiffusionsschicht Kathode. Blau Eingabeparameter, grün         Ausgabeparameter.         172
Tabelle       10-6:       Berechnungsblatt       Gasdiffusionsschicht       Anode.       Blau       Eingabeparameter,       grün         Ausgabeparameter.       174

Tabelle 10-7: Berechnungsblatt Bipolarplatte. Blau Eingabeparameter, grün Ausgabeparameter.

 Tabelle 10-9: Berechnungsblatt Bipolarplatte. Blau Eingabeparameter, grün Ausgabeparameter.

 182

 Tabelle
 10-11:
 Berechnungsblatt
 Membran-Elektroden-Einheit.
 Blau
 Eingabeparameter, grün

 Ausgabeparameter.
 186

Tabelle 10-14: Berechnung der erforderlichen Stack-Anzahl und der spezifischen Selbstkosten im Betriebspunkt 1,5 V in Abhängigkeit der Stromdichte in diesem Betriebspunkt...... 190

Tabelle 10-15: Berechnungswerte für ein 20 MWe-System. In der Tabelle sind zudem dieWirkungsgrade für die Systemvarianten191

Tabelle 10-24: Spezifische Total Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7......$ 196

Tabelle 10-32: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7.....200$ 

Tabelle 10-33: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,8 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64.....200$ 

Tabelle 10-35: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,6 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64.....201$ 

Tabelle 10-36: Spezifische Total Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7.....202$ 

Tabelle 10-37: Spezifische Total Capital Investments bei 1,5 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64.....202$ 

Tabelle 10-40: Spezifische System-Selbstkosten bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7......204$ 

Tabelle 10-44: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7.....206$ 

Tabelle 10-45: Spezifische Fixed Capital Investments bei 1,8 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64.....206$ 

Tabelle 10-48: Spezifische Total Capital Investments bei 1,7 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,7.....208$ 

Tabelle 10-49: Spezifische Total Capital Investments bei 1,8 V Betriebsspannung und variierender Stromdichte für die konservative und innovative Stack-Variante. Werte gelten bei >10 GWe installierter Leistung und einer System-Effizienz von  $\eta_{System-LHV} \sim 0,64.....208$ 

## 13 Literaturverzeichnis

- REN21, Renewables 2016 Global Status Report Key Findings. Renewable Energy Policy Network for the 21<sup>st</sup> Century. 2016
- REN21, Advancing the global renewable energy transition, Highlights of the REN21 Renewables 2017 Global Status Report in perspective. Renewable Energy Policy Network for the 21<sup>st</sup> Century. 2017. p. 1-45.
- REN21, Advancing the global renewable energy transition, HIGHLIGHTS of the REN21 Renewables 2018 Global Status Report in perspective. Renewable Energy Policy Network for the 21<sup>st</sup> Century, 2018, REN21. p. 1-52.
- BMU, Der Klimaschutzplan 2050 Die deutsche Klimaschutzlangfriststrategie.
   2019 [Aufgerufen 25.03.2019]; Available from: <u>https://www.bmu.de/themen/klima-energie/klimaschutz/nationale-klimapolitik/klimaschutzplan-2050/</u>.
- A. Ursua, L.M. Gandia, and P. Sanchis, *Hydrogen Production From Water Electrolysis: Current Status and Future Trends.* Proceedings of the IEEE, 2012. 100(2): p. 410-426.
- 6. P. P. Varaiya, F.F. Wu, and J.W. Bialek, *Smart Operation of Smart Grid: Risk-Limiting Dispatch.* Proceedings of the IEEE, 2011. **99**(1): p. 40-57.
- Fraunhofer ISE, Ludwig Bölkow Systemtechnik, Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrttechnik, KBB Underground Technologies, Studie über die Planung einer Demonstrationsanlage zur Wasserstoff-Kraftstoffgewinnung durch Elektrolyse mit Zwischenspeicherung in Salzkavernen unter Druck. 2014. p. 1-298.
- S. Weitemeyer, D. Kleinhans, T. Vogt, and C. Agert, *Integration of Renewable Energy Sources in future power systems: The role of storage.* Renewable Energy, 2015. **75**: p. 14-20.
- Hans-Martin Henning, Andreas Palzer, Carsten Pape, Frieder Borggrefe, Henning Jachmann und Manfred. Fischedick, *Phasen der Transformation des Energiesystems – Ein ganzheitlicher Blick auf alle Wandlungsketten und Verbrauchssektoren.* ForschungsVerbund Erneuerbare Energien, 2014. FVEE Themen 2014: p. 19-23.
- S. Schemme, J.L. Breuer, R.C. Samsun, R. Peters, and D. Stolten, *Promising catalytic synthesis pathways towards higher alcohols as suitable transport fuels based on H2 and CO2.* Journal of CO2 Utilization, 2018. 27: p. 223-237.
- S. Schemme, R.C. Samsun, R. Peters, and D. Stolten, *Power-to-fuel as a key to sustainable transport systems An analysis of diesel fuels produced from CO 2 and renewable electricity.* Fuel, 2017. 205: p. 198-221.

- 12. Bryan Pivovar, Neha Rustagi., and Sunita Satyapal, *Hydrogen at Scale* (*H2@Scale*) *Key to a Clean, Economic, and Sustainable Energy System.* The Electrochemical Society Interface, Spring 2018: p. 67-72.
- A. Otto, M. Robinius, T. Grube, S. Schiebahn, A. Praktiknjo, and D. Stolten, *Power-to-Steel: Reducing CO2 through the Integration of Renewable Energy and Hydrogen into the German Steel Industry*. Energies, 2017. 10(4): p. 451.
- M. Robinius, A. Otto, P. Heuser, L. Welder, K. Syranidis, D. Ryberg, T. Grube, P. Markewitz, R. Peters, and D. Stolten, *Linking the Power and Transport Sectors— Part 1: The Principle of Sector Coupling.* Energies, 2017. **10**(7): p. 956.
- M. Robinius, A. Otto, K. Syranidis, D.S. Ryberg, P. Heuser, L. Welder, T. Grube, P. Markewitz, V. Tietze, and D. Stolten, *Linking the Power and Transport Sectors— Part 2: Modelling a Sector Coupling Scenario for Germany.* Energies, 2017. **10**(7): p. 957.
- M. Carmo, D.L. Fritz, J. Mergel, and D. Stolten, A comprehensive review on PEM water electrolysis. International Journal of Hydrogen Energy, 2013. 38(12): p. 4901-4934.
- S. Schiebahn, T. Grube, M. Robinius, V. Tietze, B. Kumar, and D. Stolten, *Power to gas: Technological overview, systems analysis and economic assessment for a case study in Germany.* International Journal of Hydrogen Energy, 2015. 40(12): p. 4285-4294.
- M. Hamdan, *PEM Electrolyzer Incorporating an Advanced Low-Cost Membrane*. Final Scientific and Technical Report, Period Covering May 1, 2008 to May 31, 2013, 29. August 2013, Work Performed Under Grant No. DE-FG36-08GO18065, Prepared for U.S. DEPARTMENT of ENERGY.
- Krzysztof Lewinski, Fuxia Sun, Sean Luopa, Jiyoung Park, and Rich Masel, Presented by Laura Nereng, Operation of low-temp electrolyzers at very high current densities: A pipe dream or an opportunity? 1st International Conference on Electrolysis Copenhagen, 3M, June 13-15, 2017: p. 1-32.
- 20. H. Xu, High-Performance, Long-Lifetime Catalysts for Proton Exchange Membrane Electrolysis. Project ID103, Giner, June 8, 2016.
- M. Kopp, Strommarktseitige Optimierung des Betriebs einer PEM -Elektrolyseanlage, in Fachbereiche Elektrotechnik/Informatik der Universität Kassel. Universität Kassel: Kassel. 2018, p. 211.

- M. Kopp, D. Coleman, C. Stiller, K. Scheffer, J. Aichinger, and B. Scheppat, *Energiepark Mainz: Technical and economic analysis of the worldwide largest Power-to-Gas plant with PEM electrolysis.* International Journal of Hydrogen Energy, 2017. 42(19): p. 13311-13320.
- Thomas Grube, Martin Robinius, und Detlef Stolten, Kosten der Wasserstoffbereitstellung in Versorgungssystemen auf Basis erneuerbarer Energien, in Wasserstoff und Brennstoffzelle: Technologien und Marktperspektiven, J.L. Johannes Töpler, Editor. 12. August 2017, Springer Vieweg: Berlin, Heidelberg.
- 24. Gert Müller-Syring, Marco Henel, Anja Wehling, Martin Weiße, *Metastudie zur Untersuchung der Potenziale von Wasserstoff für die Integration von Verkehrs- und Energiewirtschaft*. Oktober 2015. p. 1-154.
- M. Robinius, Strom- und Gasmarktdesign zur Versorgung des deutschen Straßenverkehrs mit Wasserstoff. Schriften des Forschungszentrums Jülich, Reihe Energie & Umwelt/Energy & Environment, Band/Volume 300. 2015, Forschungszentrum Jülich GmbH.
- Ahmad Mayyas, Mark Ruth, Bryan Pivovar, Guido Bender, and Keith Wipke, Manufacturing Cost Analysis for Proton Exchange Membrane Water Electrolyzers. Technical Report, NREL/TP-6A20-72740, Contract No. DE-AC36-08GO28308, August 2019, National Renewable Energy Laboratory.
- 27. Department of Energy, *DOE Technical Targets for Hydrogen Production from Electrolysis*. 2019 [cited 26.03.2019] Available from: <u>https://www.energy.gov/eere/fuelcells/doe-technical-targets-hydrogen-production-</u> <u>electrolysis</u>,
- 28. Deutsche Energie Agentur (DENA), Power to Gas. Eine innovative Systemlösung auf dem Weg zur Marktreife. Strategieplattform Power to Gas, p. 1-13.
- 29. Luca Bertuccioli, Alvin Chan, David Hart, Franz Lehner, Ben Madden, Eleanor Standen *Development of Water Electrolysis in the European Union*. 2014, Fuel Cells and Hydrogen Joint Undertaking. p. 160.
- Detlef Stolten, Bernd Emonts, Thomas Grube, and Michael Weber Hydrogen as an Enabler for Renewable Energies, in Transition to renewable energy systems, Viktor Scherer and Detlef Stolten, Editor. 2013, Wiley-VCH: Weinheim. p. XXXVI, 969 S.
- 31. Tom Smolinka, Nikolai Wiebe, Philip Sterchele, Andreas Palzer, Franz Lehner, Malte Jansen, Steffen Kiemel, Robert Miehe, Sylvia Wahren, Fabian Zimmermann, Studie IndWEDe Industrialisierung der Wasser elektrolyse in Deutschland: Chancen und Herausforderungen für nachhaltigen Wasserstoff für Verkehr, Strom und Wärme. Auftraggeber BMDV, 2018: Berlin.

- S. M. Saba, M. Müller, M. Robinius, and D. Stolten, *The investment costs of electrolysis A comparison of cost studies from the past 30 years*. International Journal of Hydrogen Energy, 2018. 43(3): p. 1209-1223.
- S. A. Grigoriev, V.I. Porembskiy, S.V. Korobtsev, V.N. Fateev, F. Auprêtre, and P. Millet, *High-pressure PEM water electrolysis and corresponding safety issues*. International Journal of Hydrogen Energy, 2011. 36(3): p. 2721-2728.
- G. Tjarks, A. Gibelhaus, F. Lanzerath, M. Müller, A. Bardow, and D. Stolten, *Energetically-optimal PEM electrolyzer pressure in power-to-gas plants.* Applied Energy, 2018. 218: p. 192-198.
- 35. T. Smolinka, Water Electrolysis. Elsevier, 2009: p. 394-413.
- M. Suermann, T. Kiupel, T.J. Schmidt, and F.N. Büchi, *Electrochemical Hydrogen Compression: Efficient Pressurization Concept Derived from an Energetic Evaluation.* Journal of The Electrochemical Society, 2017. **164**(12): p. F1187-F1195.
- M. Schalenbach, M. Carmo, D.L. Fritz, J. Mergel, and D. Stolten, *Pressurized PEM water electrolysis: Efficiency and gas crossover*. International Journal of Hydrogen Energy, 2013. 38(35): p. 14921-14933.
- M. Schalenbach, Proton conduction and gas permeation through polymer electrolyte membranes during water electrolysis. Schriften des Forschungszentrums Jülich. Reihe Energie und Umwelt/energy and environment;. Vol. 426. 2018, Jülich: Forschungszentrum, Zentralbibliothek. VI, 212 Seiten.
- H. Janssen, J.C. Bringmann, B. Emonts, and V. Schroeder, Safety-related studies on hydrogen production in high-pressure electrolysers. International Journal of Hydrogen Energy, 2004. 29(7): p. 759-770.
- S. A. Grigoriev, P. Millet, S.V. Korobtsev, V.I. Porembskiy, M. Pepic, C. Etievant, C. Puyenchet, and V.N. Fateev, *Hydrogen safety aspects related to high-pressure polymer electrolyte membrane water electrolysis.* International Journal of Hydrogen Energy, 2009. **34**(14): p. 5986-5991.
- 41. Giner Electrolyzer Stacks, *Giners Goddard Stack*. [cited 3.7.2018]; Available from: https://www.ginerinc.com/electrolyzer-stacks.
- 42. Lancaster University. *New material could unlock potential for hydrogen powered vehicle revolution*. 2019,[cited 05.08.2019]; Available from: <u>https://www.lancaster.ac.uk/news/new-material-could-unlock-potential-for-hydrogen-powered-vehicle-revolution</u>.

- 43. Kubagen. *LIVE IN THE HYDROGEN FUTURE*. 2019 [cited 17.6.2019]; Available from: <u>https://www.kubagen.co.uk</u>
- L. Morris, J.J. Hales, M.L. Trudeau, P. Georgiev, J.P. Embs, J. Eckert, N. Kaltsoyannis, and D.M. Antonelli, *A manganese hydride molecular sieve for practical hydrogen storage under ambient conditions*. Energy & Environmental Science, 2019. **12**(5): p. 1580-1591.
- D. Krieg, Konzept und Kosten eines Pipelinesystems zur Versorgung des deutschen Strassenverkehrs mit Wasserstoff [E-Book]. Schriften des Forschungszentrums Jülich. Reihe Energie und Umwelt/energy and environment;. Vol. 144. 2012, Jülich: Forschungszentrum, Zentralbibliothek.
- 46. Linde, *Die treibende Kraft. Mit Linder Wasserstoffprojekte realisieren.* Firmenbrochüre
- P. Kurzweil, B. Frenzel, and F. Gebhard, *Physik Formelsammlung [E-Book] : Für Ingenieure und Naturwissenschaftler*. 2008, Wiesbaden: Friedr. Vieweg & Sohn Verlag / GWV Fachverlage GmbH, Wiesbaden. online resource.
- G. Sandstede, Moderne Elektrolyseverfahren fur die Wasserstoff -Technologie. Chem.-Ing.-Tech., 1989. 61 (1989) Nr. 5: p. 349-361.
- 49. P. Kurzweil, Thermodynamik und Kinetik der Brennstoffzelle. 2013: p. 17-52.
- 50. M. Zapf, Stromspeicher und Power-to-Gas im deutschen Energiesystem : Rahmenbedingungen, Bedarf und Einsatzmöglichkeiten. 2017, Wiesbaden: Springer Vieweg. XX, 283 Seiten.
- M. Hamdan, *PEM Electrolyzer Incorporating an Advanced Low Cost Membrane*.
   2013 Hydrogen Program, Annual Merit Review Meeting, Project ID#PD030, May 15, 2013. Interim Report to source 18
- 52. Tom Smolinka, Martin Günther, Jürgen Garche NOW-Studie: Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien. 2011, Fraunhofer ISE, FCBAT.
- 53. Ludwik Bölkow Systemtechnik. *Wasserstoff Daten Hydrogen Data*. 2019 [cited 2019 18.6.2019]; Available from: <u>www.h2data.de</u>.
- P. Lettenmeier, R. Wang, R. Abouatallah, B. Saruhan, O. Freitag, P. Gazdzicki, T. Morawietz, R. Hiesgen, A.S. Gago, and K.A. Friedrich, *Low-Cost and Durable Bipolar Plates for Proton Exchange Membrane Electrolyzers.* Sci Rep, 2017. 7: p. 44035.

- 55. C. C. Wang, *Bipolar Plates and Plate Materials*, in *PEM Electrolysis for Hydrogen Production: Principles and Applications*, Haijiang Wang, Dmitri Bessarabov, Hui Li, Nana Zhao, Editor. 2017, CRC Press p. 1-389.
- P. Kurzweil, and O. K. Dietlmeier, *Elektrochemische Speicher :* Superkondensatoren, Batterien, Elektrolyse-Wasserstoff, rechtliche Rahmenbedingungen. 2., aktualisierte und erweiterte Auflage ed. Springer Lehrbuch. 2018, Wiesbaden: Springer Vieweg. XIX, 612 Seiten.
- 57. D.L. Fritz, J. Mergel, and D. Stolten, *PEM Electrolysis Simulation and Validation*. ECS Transactions, 2014. **58**(19): p. 1-9.
- M. Langemann, Bipolarplattenmaterialien für Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse. Schriften des Forschungszentrums Jülich. Reihe Energie und Umwelt / energy and environment ;. Vol. 348. 2016, Jülich: Forschungszentrum, Zentralbibliothek. III, 189 Seiten, Seite IV-XVIII.
- Ulrich. Pape, Investition. 2019 [cited 2019 25.07.2019]; Available from: <u>https://wirtschaftslexikon.gabler.de/definition/investition-39454</u>, Zuletz aufgerufen am 25.07.2019.
- 60. Christian Bleis, *Grundlagen Investition und Finanzierung Lehr- und Arbeitsbuch,* Oldenbourg Wirtschaftsverlag, 3. erweiterte Auflage, 2012, München
- 61. Alexander Berger and Petra Keipinger, *Investitionsrechnung: Grundlagen, Beispiele, Übungsaufgaben mit Musterlösungen.* Auflage 1 ed. Vol. Auflage 1. 2016, München: Vahlen.
- 62. Max S. Peters and K.D. Timmerhaus, *PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS, Fourth Edition, McGraw-Hill Inc.,.* 1991: McGraw-Hill,.
- R. Turton, R.C. Bailie, W.B. Whiting, and J.A. Shaeiwitz, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Edition*. 2008, Pearson Education, Inc.: Boston.
- 64. G. Towler, Ray Sinnott, *Preface to the Second Edition*, in *Chemical Engineering Design (Second Edition)*, G. Towler and R. Sinnott, Editors. 2013, Butterworth-Heinemann: Boston. p. xi-xii.
- 65. F.G. Albrecht, D.H. König, N. Baucks, and R.-U. Dietrich, A standardized methodology for the techno-economic evaluation of alternative fuels A case study. Fuel, 2017. **194**: p. 511-526.
- 66. Mark Ruth, Ramdsen Todd, *Current (2009) State-of-the-Art Hydrogen Production Cost Estimate Using Water Electrolysis.* 2009.

- 67. Siemens Firmenbroschüre, SILYZER 300 Die nächste Dimension der PEM-Elektrolyse. 2019.
- 68. Simon Bourne, SCALING PEM ELECTROLYSIS TO 100MW. 2017, ITM: Hannover Messe.
- K. Ehrlenspiel, U. Lindemann, and A. Kiewert, Kostengünstig Entwickeln und Konstruieren [E-Book]: Kostenmanagement bei der integrierten Produktentwicklung. 6., überarbeitete und korrigierte Auflage. ed. VDI-Buch. 2007, Berlin, Heidelberg: Springer-Verlag Berlin Heidelberg. online resource.
- 70. W. Plinke, and M. Rese, *Industrielle Kostenrechnung: eine Einführung*. 7., bearb. Aufl. ed. 2006, Berlin: Springer. XIII, 328 S.
- 71. J. Horsch, Kostenrechnung, Klassische und neue Methoden in der Unternehmenspraxis. 2015, Wiesbaden: Springer Gabler.
- J. Feldhusen, K.-H. Grote, D. Kochan, C. Beyer, S. Vajna, G. Lashin, F. Kauf, H. Gaub, M. Schacht, and P. Erk, *Die PEP-begleitenden Prozesse*, in *Pahl/Beitz Konstruktionslehre: Methoden und Anwendung erfolgreicher Produktentwicklung*, J. Feldhusen and K.-H. Grote, Editors. 2013, Springer Berlin Heidelberg: Berlin, Heidelberg. p. 25-236.
- 73. J. Weber *Selbstkosten*. 2019 [cited 2019 2.8.2019]; Available from: <u>https://wirtschaftslexikon.gabler.de/definition/selbstkosten-43210</u>.
- M. Reuß, T. Grube, M. Robinius, P. Preuster, P. Wasserscheid, and D. Stolten, Seasonal storage and alternative carriers: A flexible hydrogen supply chain model. Applied Energy, 2017. 200: p. 290-302.
- 75. Statistisches Bundesamt (Destatis), *Kostenstruktur der Unternehmen des Verarbeitenden Gewerbes sowie des Bergbaus und der Gewinnung von Steinen und Erden* 2017. p. 1-344., Erschienen 3. Juni 2019
- 76. Ecomento. Ford-Manager: Elektroauto "größte Chance" der Autoindustrie der letzten 30 Jahre. 2019; [cited 2019 17.09.2019]; Available from: <u>https://ecomento.de/2019/09/06/ford-manager-elektroauto-groesste-chance-der-autoindustrie-der-letzten-30jahre/?fbclid=lwAR1hPL3lwgDA5i0XBhd2Zw1Oi3CzZK6wlj0ZKJGHeM7GxV1h4u-R tdf0TQ.</u>
- A. G. Coenenberg, T.M. Fischer, and T. Günther, *Kostenrechnung und Kostenanalyse*. 7., überarb. und erw. Aufl. ed. 2009, Stuttgart: Schäffer-Poeschel. XXV, 930 S.

- J.-P. Thommen, D.U. Gilbert, D. Hachmeister, G. Kaiser, and A.-K. Achleitner, *Allgemeine Betriebswirtschaftslehre : umfassende Einführung aus managementorientierter Sicht.* 8., vollständig überarbeitete Auflage ed. Lehrbuch. 2017, Wiesbaden: Springer Gabler. XIX, 586 Seiten.
- 79. Fraunhofer ISI, Fraunhofer IPA, Fraunhofer ICT, Karlsruhe Institut für Technologie, wbk Institut für Produktionstechnik, *Studie Wertschöpfungspotenziale im Leichtbau und deren Bedeutung für Baden-Württemberg Eine Studie im Auftrag der Leichtbau BW GmbH*, Koordination Fraunhofer-Institut für System- und Innovationsforschung ISI, p. 1-60.
- 80. W. Eversheim, Arbeitsablaufplanung, in Organisation in der Produktionstechnik 3: Arbeitsvorbereitung. 2002, Springer Berlin Heidelberg: Berlin, Heidelberg. p. 17-96.
- 81. K. K. HUMPHREYS, *PROJECT AND COST ENGINEERS' HANDBOOK Fourth Edition*. 2005, Granite Falls, North Carolina, U.S.A.: Marcel Dekker.
- Chemical Engineering Essentials for the CPI Professional, CEPCI UPDATES: JANUARY 2018 (PRELIM.) AND DECEMBER 2017 (FINAL). [ cited 15.2.2019]; Available from: <u>https://www.chemengonline.com/cepci-updates-january-2018-prelim-and-december-2017-final/?printmode=1</u>.
- O. Schmidt, A. Gambhir, I. Staffell, A. Hawkes, J. Nelson, and S. Few, *Future cost and performance of water electrolysis: An expert elicitation study.* International Journal of Hydrogen Energy, 2017. 42(52): p. 30470-30492.
- 84. Fuel Cells and Hydrogen Joint Undertaking, STUDY ON EARLY BUSINESS CASES FOR H2 IN ENERGY STORAGE AND MORE BROADLY POWER TO H2 APPLICATIONS. 2017.
- Jürgen Mergel, Marcelo Carmo, and David Fritz, Status on Technologies for Hydrogen Production by Water Electrolysis, in Transition to renewable energy systems, Editor Detlef Stolten and Viktor Scherer, Editor. 2013, Wiley-VCH: Weinheim. p. XXXVI, 969 S.
- M. Müller, M. Carmo, A. Glüsen, M. Hehemann, S. Saba, W. Zwaygardt, and D. Stolten, *Water management in membrane electrolysis and options for advanced plants.* International Journal of Hydrogen Energy, 2019. 44(21): p. 10147-10155.
- Brian D. James, J. M. Huya-Kouadio, Cassidy Houchins, Daniel A. DeSantis, *Mass Production Cost Estimation of Direct H2 PEM Fuel Cell Systems for Transportation Applications*. Strategic Analysis, January 2017. p. 1-244.
- 88. ThyssenKrupp Nirosta Ein Unternehmen von ThyssenKrupp Stainless, *Chemische Beständigkeit der NIROSTA*®-*Stähle*.

- Katrin Pudenz, Forschung zur Herstellung metallischer Bipolarplatten für Brennstoffzellenfahrzeuge. In Springer Professional, verfügbar über <u>https://www.springerprofessional.de/automobil---motoren/brennstoffzelle/forschung-</u> <u>zur-herstellung-metallischer-bipolarplatten-fuer-brenn/6569788</u>, Erschienen 08.08.2012 [Aufgerufen am 20.3.2019],
- 90. Persönliche Mitteilung im Expertengespräch, *Die* zuverlässige Quelle ist dem Autor bekannt. 2017.
- 91 G. Boothroyd, *Product Design for Manufacture and Assembly*. Vol. Third Edition. 2011, Boca Raton, London, New York: CRC Press.
- 92. Metalminer Stainless Steel. [cited 23.08.2019]; Available from: <u>https://agmetalminer.com/metal-prices/stainless-</u> <u>steel/?doing wp\_cron=1566549533.3663320541381835937500</u>.
- 93. MEPS International, [cited 23.08.2019]; Available from: https://www.meps.co.uk/.
- 94. Cooltec Systems, Firmenkatalog Plattenwärmetauscher.
- 95. Metalminer Steel. [cited 23.08.2019]; Available from: https://agmetalminer.com/metal-prices/carbon-steel/.
- M. Bonnet, Kunststoffe in der Ingenieuranwendung [E-Book] : verstehen und zuverlässig auswählen. 2009, Wiesbaden: Vieweg+Teubner Verlag / GWV Fachverlage GmbH, Wiesbaden. online resource.
- 97. Plasticnews. *High Temperature Thermoplastics*. 2019 [cited 2019 03.03.2018]; Available from: https://www.plasticsnews.com/resin/currentPricing/hightemperature-thermoplastics.
- 98. Ensinger Plastics. *PPS Polyphenylensul*. 2019 [cited 2019 11.7.2019]; Available from: <u>https://www.ensingerplastics.com/de-de/halbzeuge/hochleistungs-</u> <u>kunststoff/pps</u>.
- Kern. Datenblatt PPS GF40 Polyphenylensulfid mit 40% Glasfaser (PPS GF 40).
   2019 [cited 2019 11.7.2019]; Available from: <u>https://www.kern.de/de/technisches-datenblatt/polyphenylensulfid-pps-gf40?n=1801 1</u>.
- 100. Kern. /SO 62. 2019 [cited 2019 11.7.2019]; Available from: https://www.kern.de/de/kunststofflexikon/iso-62.
- Elsner, P., Kunststoffe : Eigenschaften und Anwendungen. 8. neu bearb. und erw. Aufl. ed. VDI-Buch. 2012, Heidelberg: Springer. XXXI, 1494 S. : 892 Abb. und 275 Tabl.

- 102 Plasticker. *Rohstoffbörse*. 2018 [cited 2018 März 2018]; Available from: https://plasticker.de/recybase/.
- Rosdorff, A. Kupfer-Recycling ist effektiv. [cited 2019 11.07.2019]; Available from: <u>https://www.wlz-online.de/waldeck/korbach/kupfer-kann-zu-100-prozent-recycelt-werden-und-hat-damit-eine-vorreiterrolle-bei-nachhaltigen-produktion-<u>11554989.html</u>.
  </u>
- 104. Finanzen. *Kupfer Chart*. [cited 2019 04.07.2019]; Available from: <u>https://www.finanzen.net/rohstoffe/kupferpreis</u>.
- Zwicker, U., Wasserstoffversprodung von Titan und Titan-legierungen. Journal of Materials Technology, 1974. 5. Jahrgang - August 1974: p. Seite 233-284.
- 106. Hoinkis, J., *Chemie für Ingenieure*. 14., vollst. überarb. u. aktual. Aufl. ed. 2016, Weinheim: Wiley-VCH. XV, 650 S.
- 107. M. Hamdan, Giner Inc./GES. May 23 2011.
- Toops, T.J., M.P. Brady, F.-Y. Zhang, H.M. Meyer, K. Ayers, A. Roemer, and L. Dalton, *Evaluation of nitrided titanium separator plates for proton exchange membrane electrolyzer cells.* Journal of Power Sources, 2014. 272: p. 954-960.
- K.T. Rie, S. Eisenberg, N. Hoffmann, *Plasmanitrieren von Titan und Titanlegierungen*, in *Beschichten mit Hartstoffen* 1992, Springer: Berlin, Heidelberg.
- 110. Metalminer. *Titanium*. 2019 [cited 2019 23.08.2019]; Available from: <u>https://agmetalminer.com/metal-prices/titanium/</u>.
- 111. F.H. Froes, and T. Wash, *Titanium Powder Metallurgy A Review Part 1.* Advanced Materials & Processes, 2012: p. 16-21.
- Maike Grund, Ergebnisse der Fallstudienanalyse, in Implementierung von schichtadditiven Fertigungsverfahren: Mit Fallbeispielen aus der Luftfahrtindustrie und Medizintechnik. 2015, Springer Berlin Heidelberg: Berlin, Heidelberg. p. 159-231.
- 113. Schatt W., Wieters K.P., Kieback B., *Sinterwerkstoffe aus Nichteisenmetallen*, Pulvermetallurgie, Editor. 2007, VDI-Buch: Springer, Berlin, Heidelberg.
- 114. F.H. Froes, H. Friedrich, J. Kiese, and D. Bergoint, *Titanium in the family automobile: The cost challenge.* JOM, 2004. **56**(2): p. 40-44.
- Colin G. McCracken, C. Motchenbacher and D. P. Barbis, *Review of Titanium Powder-Production Methods*. International Journal of Powder Metallurgy 2010.
   Volume 46(5): p. 19-26.

- Battelle Memorial Institute, Manufacturing Cost Analysis of 100 and 250 kW Fuel Cell Systems for Primary Power and Combined Heat and Power Applications.
   2016, Prepared for: U.S. Department of Energy, DOE Contract No. DE-EE0005250
- 117. FUELCELLStore. [cited 2019 23.08.2019]; Available from: https://www.fuelcellstore.com/.
- 118. G. Hoogers, *Fuel Cell Technology Handbook*. 2002, Boca Raton, London, New York: CRC Press.
- V. Rao, A. Friedrich, and U. Stimming, *Proton-Conducting Membranes for Fuel Cells*, in *Handbook of Membrane Separations*, Editors S. S. H. Rizvi, A. K. Pabby, A. M. S. Requena, Editor. 2009, CRC Press: Boca Raton, London, New York.
- 120. M. Gebert, *Benchmarking-Methodik für Komponenten in Polymerelektrolyt-Brennstoffzellen*. 2004, Jülich: Forschungszentrum Jülich GmbH.
- R. Gloukhovski, V. Freger, and Y. Tsur, Understanding methods of preparation and characterization of pore-filling polymer composites for proton exchange membranes: a beginner's guide. Reviews in Chemical Engineering, 2018. 34(4): p. 455-479.
- 122. Y. Oshiba, J. Tomatsu, and T. Yamaguchi, *Thin pore-filling membrane with highly packed-acid structure for high temperature and low humidity operating polymer electrolyte fuel cells.* Journal of Power Sources, 2018. **394**: p. 67-73.
- 123. Nature Berkeley *Platinum*. [cited 2019 12.7.2019]; Available from: <u>https://nature.berkeley.edu/classes/eps2/wisc/pt.html</u>.
- M. Theisen, Quellidentifizierung und Luftstaubanalytik unter Verwendung von Totalreflexions-Röntgenfluoreszenz-Spektroskopie. 1999, München: Herbert Utz Verlag GmbH.
- 125. Encyclopedia Britannica, *Platinum*. 2019, [cited 12.07.2019] Available from: <u>https://www.britannica.com/science/platinum</u>
- 126. Encyclopedia Britannica, *Iridium*. 2019, [cited 12.07.2019] Available from: <u>https://www.britannica.com/science/iridium</u>
- 127. Jonson Matthey, *Price charts Platinum and Iridium*. 2019 [cited 2019 26.08.2019]; Available from: http://www.platinum.matthey.com/prices/price-charts.
- 128. Erfahrungen des Forschungszentrum Jülich

- M. Carmo, G.P. Keeley, D. Holtz, T. Grube, M. Robinius, M. Müller, and D. Stolten, *PEM water electrolysis: Innovative approaches towards catalyst separation, recovery and recycling.* International Journal of Hydrogen Energy, 2019. 44(7): p. 3450-3455.
- 130. Deloitte Sustainability, British Geological Survey, Bureau de Recherches Géologiques et Minières, Netherlands Organisation for Applied Scientific Research, Study on the review of the list of Critical Raw Materials – Critical Raw Materials Factsheets. June 2017, European Commission: Brussels. P. 1-515, <u>https://op.europa.eu/de/publication-detail/-/publication/7345e3e8-98fc-11e7-b92d-01aa75ed71a1/language-de</u>
- M. Langemann, D.L. Fritz, M. Müller, and D. Stolten, Validation and characterization of suitable materials for bipolar plates in PEM water electrolysis. International Journal of Hydrogen Energy, 2015. 40(35): p. 11385-11391.
- 132. Hui Xu, Brian Rasimick, Michael Riera-Smith, Bryan Pivovar, Shaun Alia, and K.C. Neyerlin, Krzysztof Lewinski and Sean Luopa II.B.2 *High-Performance, Long-Lifetime Catalysts for Proton Exchange Membrane Electrolysis,* Contract Number DE-SC0007471, FY 2015 Annual Progress Report, 2015.
- E. Anderson, Advancements in PEM Electrolysis & the Realization of MW Scale. Technical forum group exhibition hydrogen + fuel cells + batteries, Hannover Messe, 14. April 2015, Proton On Site.
- 134. Unternehmensangaben ThyssenKrupp Uhde Chlorine Engineers
- 135. Vioproto. *Serienfertigung*. [cited 2019 29.08.2019]; Available from: <u>https://vioproto.de/serienfertigung/</u>.
- 136. Tibb Junge Technologien in der beruflichen Bildung Hilfe zur Auswahl von Schneidverfahren. [cited 2019 27.08.2019], Gefördert durch das Bundesministerium für Wirtschaft und Forschung, Available from: hifas.de.
- 137. Meuseburger. Schnittdaten-Kalkulator Fräsen. 2019; Available from: <u>https://schnittdaten.meusburger.com/</u>.
- 138. Werkzeugmaschinenlabor RWTH Aachen
- C. Hopmann, W. Michaeli, H. Greif, and F. Ehrig, *Technologie des Spritzgießens*, in *Technologie des Spritzgießens*. 2017, Carl Hanser Verlag GmbH & Co. KG. p. I-XX.
- 140. C. Jaroschek, *Spritzgiessen für Praktiker*. 2. Aufl. ed. 2008, München: Hanser. X, 229 S.

- 141. Michaeli, W. and F. Johannaber, *Handbuch Spritzgiessen*. 2002, München: Hanser. XXII, 1303 S.
- 142. Schötz, A., *Grundeinstellung der Schließeinheit*, in *Abmusterung von Spritzgießwerkzeugen*. 2016, Carl Hanser Verlag GmbH & Co. KG. p. 31-53.
- 143. Gago, A.S., S.A. Ansar, B. Saruhan, U. Schulz, P. Lettenmeier, N.A. Cañas, P. Gazdzicki, T. Morawietz, R. Hiesgen, J. Arnold, and K.A. Friedrich, *Protective coatings on stainless steel bipolar plates for proton exchange membrane (PEM) electrolysers*. Journal of Power Sources, 2016. **307**: p. 815-825.
- Jung, H.-Y., S.-Y. Huang, P. Ganesan, and B.N. Popov, *Performance of gold-coated titanium bipolar plates in unitized regenerative fuel cell operation.* Journal of Power Sources, 2009. **194**(2): p. 972-975.
- Anderson, E., Cost Reduction Strategies for PEM Electrolysis. IEA-AFC Annex 30

   MegaPem Workshop, 21. April 2015.
- 146. Westheide H., Weist C., Dannenmann E., Verschleißschutz durch Beschichtungen und Ionenstrahltechniken, in In: Lange K. (eds) Umformtechnik Handbuch für Industrie und Wissenschaft. 1993, Springer: Berlin, Heidelberg.
- 147. A. S. Gago, A.S. Ansar, P. Gazdzicki, N. Wagner, J. Arnold, K. A. Friedrich, Low Cost Bipolar Plates for Large Scale PEM Electrolyzers. The Electrochemical Society, 2014. 64 (3) 1039-1048
- 148. P. Lettenmeier, R. Wang, R. Abouatallah, F. Burggraf, A. S. Gago, and K. A. Friedrich, *Coated Stainless Steel Bipolar Plates for Proton Exchange Membrane Electrolyzers.* The Electrochemical Society, 2016. 163 (11) F3119-F3124.
- P. Lettenmeier, S. Kolb, F. Burggraf, A.S. Gago, and K.A. Friedrich, *Towards developing a backing layer for proton exchange membrane electrolyzers*. Journal of Power Sources, 2016. **311**: p. 153-158.
- 150. Y. Pauleau, *Materials surface processing by directed energy techniques*. 2006, Amsterdam: Elsevier. XXI, 722 S.
- 151. S. Patsias, Ceramic Damping Coatings: Evaluating Theri Effectiveness and Predicting Added Damping, in Advanced Ceramic Coatings and Interfaces 3, D.Z. Hau-Tay Lin, H.-T. Lin, Editor. 2008, John WILEY & Sons: Hoboken, New Jersey.
- 152. C. Paul, R. Wallbaum, A. Kalweit, and S. Peters, *Handbuch für Technisches Produktdesign [E-Book] : Material und Fertigung Entscheidungsgrundlagen für Designer und Ingenieure*. VDI-Buch. 2006, Berlin, Heidelberg: Springer-Verlag Berlin Heidelberg. online resource.

- 153. S. Hashmi, G.F. Batalha, C.J. Van Tyne, and B.S. Yilbas, *Comprehensive Materials Processing*. 2014.
- Joseph D. Beal, Rodney Boyer, and Daniel Sanders, *Forming of Titanium and Titanium Alloys*. ASM Handbook, 2006. Volume 14B: Metalworking: Sheet Forming p. 656-669.
- 155. Werner Schatt, Elke Simmchen, Gustav Zouhar, *Konstruktionswerkstoffe des Maschinen- und Anlagenbaues*. Vol. 5., völlig neu bearbeitete Auflage. 1998, Stuttgart: Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie.
- C. Liu, M. Carmo, G. Bender, A. Everwand, T. Lickert, J.L. Young, T. Smolinka, D. Stolten, and W. Lehnert, *Performance enhancement of PEM electrolyzers through iridium-coated titanium porous transport layers.* Electrochemistry Communications, 2018. **97**: p. 96-99.
- 157. Panchenko, O., E. Borgardt, W. Zwaygardt, F.J. Hackemüller, M. Bram, N. Kardjilov, T. Arlt, I. Manke, M. Müller, D. Stolten, and W. Lehnert, *In-situ two-phase flow investigation of different porous transport layer for a polymer electrolyte membrane (PEM) electrolyzer with neutron spectroscopy.* Journal of Power Sources, 2018. **390**: p. 108-115.
- 158. 3metall. Streckmetall. 2019 [cited 2018 12.12.2018]; Available from: https://www.3metall.de/Streckmetall-31.html.
- 159. Schaefer-streckmetall Produktkatalog 2016. www.schaefer-streckmetall.de
- United Technologies Corporation, Graded metal hardware component for an electrochemical cell. 1997: USA. [cited 22.08.2019] Available from: <u>https://patents.justia.com/patent/5942350</u>
- 161. Dexmet Corporation. *Expended Metal*. 2019; Available from: <u>https://www.dexmet.com/</u>.
- 162. Chemours Produktkatalog, *Nafion N115, N117, N1110, Product Bulletin P-12.* 2019.
- Di-Jia Liu, Lina Ching, Hao Wang, Gang Wu, Hui Xu, PGM-free OER Catalysts for PEM Electrolyzer. 2019 DOE Hydrogen and Fuel Cells Programm Annual Merit Review and Peer Evaluation Meeting, April30 – May 1, Washington D.C.: p. 1-23.
- 164. Giner. Advanced Membranes. [cited 31.10.2018]; Available from: http://web.archive.org/web/20150921092320/http://www.ginerinc.com/popup.photo. php?p=DSM&n=3&s=products.

- 165. Scheepers, F., A. Stähler, M. Stähler, M. Carmo, W. Lehnert, and D. Stolten, *Layer Formation from Polymer Carbon-Black Dispersions*. Coatings, 2018. **8**(12): p. 450.
- 166. NOW-GmbH, MEA-KORREKT MEA-KOSTENREDUKTION DURCH ENTWICKLUNG INNOVATIVER PRODUKTIONSVERFAHREN. Förderkennzeichen 03BS106, 2018. <u>https://www.now-gmbh.de/de/bundesfoerderung-wasserstoff-und-brennstoffzelle/projektfinder/spezielle-maerkte/mea-korrekt</u>
- 167. Bundesministerium für Finanzen, *Betriebsprüfung*. 2019; Available from: <u>https://www.bundesfinanzministerium.de/Web/DE/Themen/Steuern/Steuerverwaltung/AfA Tabellen/afa tabellen.html</u>.
- 168. Giner Stacks, *PEM Electrolyzer Stacks*. [cited 2019 30.09.2019]; Available from: <u>https://www.ginerelx.com/electrolyzer-stacks</u>.
- 169. Expertengespräch
- 170. Palisade. *Hersteller der weltweit führenden Risiko- und Analysesoftware*. Available from: <u>https://www.palisade.com/risk/de/monte\_carlo\_simulation.asp</u>, Zuletzt aufgerufen am 03.09.2019.
- 171. Coursera. *Monte-Carlo Simulation. Dreiecksverteilung* 2018; Available from: <u>https://de.coursera.org/lecture/excel-vba-for-creative-problem-solving-part-3-projects/the-triangular-distribution-oZLup</u>.
- 172. WILO, Grundlagen der Pumpentechnik. 09/2009. 1-60.
- 173. Schweizer FN, *Pumpentechnik*. 2019. Zuletzt aufgerufen 6.8.2019 Available from: <u>https://www.schweizer-fn.de/pumpe/leistung/leistung.php</u>
- 174. KSB, *Auslegung von Kreiselpumpen*. Vol. 5., überarbeitete und erweiterte Auflage 2005. 2005, Frankenthal (Pfalz): KSB Aktiengesellschaft.
- 175. VDMA 24199, Regelungstechnische Anforderungen an die Hydraulik bei Planung und Ausführung von Heizungs-, Kälte-, Trinkwarmwasser- und Raumlufttechnischen Anlagen. 05/2005.
- 176. VDI, VDI-Wärmeatlas 10., bearb. u.erw. Aufl. ed. 2006, Berlin: Springer. Getr. Pag.
- 177. Johanna Bauer, *Trinkwasser Temperatur was ist normal?* 2019 [cited 26.6.2019; Available from: <u>https://www.hausjournal.net/trinkwasser-temperatur</u>.
- 178. Wolf Peter von Pape, *Temperatur des Grundwassers*. 2008, HLUG: Hessisches Landesamt für Naturschutz, Umwelt und Geologie.

- 179. Otto, A., Chemische, verfahrenstechnische und ökonomische Bewertung von Kohlendioxid als Rohstoff in der chemischen Industrie [E-Book]. Schriften des Forschungszentrums Jülich. Reihe Energie und Umwelt / energy and environment ;. Vol. 268. 2015, Jülich: Forschungszentrum, Zentralbibliothek.
- 180. Zilmet GmbH. *Plattenwärmetauscher*. 2019 [cited 26.6.2019]; Available from: www.zilmet.de/index.php?k=7&s=72#5.
- 181. National Institute of Standard and Technologies.
- 182. V. Steinfartz, *Dimensionierung von Gasabscheidern für die Wasserelektrolyse*, in *Hochschule Niederrhein Fachbereich Chemie*. 2019, Hochschule Krefeld Krefeld.
- 183. Gas Processors Suppliers Association, *ENGINEERING DATA BOOK*. Twelfth Edition ed. 2004, Tulsa, Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
- 50Hertz Transmission GmbH, Amprion GmbH, TenneT TSO GmbH, TransnetBW GmbH, Anhang zu NETZENTWICKLUNGSPLAN STROM 2030, VERSION 2017, 1. ENTWURF: Kostenschätzungen. 2017.
- 185. Expertengespräch am Institut für Stromrichtertechnik und Elektrische Antriebe der RWTH
- W. Gu. and R. Liu. A study of volume and weight vs. frequency for high-frequency transformers. in Proceedings of IEEE Power Electronics Specialist Conference -PESC '93. 1993.
- 187. Elektronik-Kompendium, *PC-Netzteile/Computer-Netzteile.* [cited 18.09.2019], Available from: <u>https://www.elektronik-kompendium.de/sites/com/1112041.htm</u>
- R. W. De Doncker, Power electronic technologies for flexible DC distribution grids. in 2014 International Power Electronics Conference (IPEC-Hiroshima 2014 - ECCE ASIA). 2014.
- 189. K. von Niessen, M. Gindrat, and A. Refke, *Vapor Phase Deposition Using Plasma Spray-PVD*<sup>™</sup>. Journal of Thermal Spray Technology, 2010. **19**(1): p. 502-509.

## Danksagung

Die vorliegende Arbeit entstand in meiner Zeit (2016-2019) am Institut für Energie- und Klimaforschung und Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-3) am Forschungszentrum Jülich GmbH und wäre ohne die Unterstützung vieler Personen nicht entstanden. An dieser Stelle möchte ich mich daher bei diesen Personen bedanken.

Bei meinem Doktorvater Herr Univ.-Prof. Dr.-Ing. Detlef Stolten möchte ich mich für die Möglichkeit die Arbeit am IEK-3 verfassen zu dürfen und die Betreuung während der Doktorarbeit herzlich bedanken - vielen Dank für die Diskussionen und Ratschläge. Weiterhin fand ich die angebotenen Fortbildungsveranstaltungen, im besonderem das Kristberg-Seminar, sehr gewinnbringend. Solch ein Veranstaltungsrahmen ist nicht selbstverständlich.

Für die Übernahme des Zweitgutachtens und das Interesse an meiner Arbeit möchte ich mich bei Prof. Andreas Jupke bedanken. Für die Übernahme des Prüfungsvorsitz danke ich Herr Prof. Thomas Gries.

Bei Frau Nadja Steinebach, Frau Anne Schröders, Frau Anke Clemens, Frau Sandra Hoffmann und Frau Susanne Klatt möchte ich mich sehr herzlich für die perfekte Organisation der Arbeitsprozesse rund um die Promotion bis zur Prüfung bedanken.

Ganz besonders möchte ich mich bei meinem Abteilungsleiter Dr.-Ing. Martin Müller bedanken. Martin, vielen Dank für deine stets offene Tür und die Unterstützung in allen Phasen der Arbeit.

Für die interessanten Gespräche und das Aufmuntern möchte ich mich bei Walter Zwaygardt, Michael Hehemann, Norbert Commerscheidt, Richard Wegner, Felix Lohmann-Richters, Dr. Marcelo Carmo, Remzi Can Samsun, Elena Borgardt und Olha Panchenko bedanken.

Für die lustige Mensazeit, die kontroversen Diskussionen und die gemeinsame Zeit außerhalb des Instituts danke ich sehr herzlich Fabian Scheepers, Mathias Frank, Edward Rauls, Cinar Karacan, Ali Karaca, den "BGS'lern", Deep Borah, Yan Shi und Manuel Langemann. Edward, danke dir nochmal fürs Korrekturlesen.

Da diese Arbeit nicht ohne die Unterstützung meiner Geschwister und besonders die Unterstützung meiner Eltern möglich wäre, die für ihre Kinder alles gegeben haben, gilt der größte Dank meiner Familie und meinen Eltern, denen ich die Arbeit widme.

## Schriften des Forschungszentrums Jülich Reihe Energie & Umwelt / Energy & Environment

Band / Volume 556 Catalytic-doping of Silicon Alloys for the Use in Silicon Heterojunction Solar Cells Y. Liu (2021), 126 pp ISBN: 978-3-95806-591-8

Band / Volume 557 Formation of highly oxygenated organic molecules from  $\alpha$ -pinene photochemistry S. Kang (2021), xvii, 156 pp ISBN: 978-3-95806-596-3

Band / Volume 558 Synthese von Cr<sub>2</sub>AIC MAX-Phasen Kompositen und Bestimmung ihrer oxidativen Eigenschaften T. Go (2021), ii, 119 pp ISBN: 978-3-95806-598-7

Band / Volume 559 Distribution of Relaxation Times for Analysis of Solid Oxide Fuel Cell Stacks K. Fitzek (2021), 237 pp ISBN: 978-3-95806-599-4

Band / Volume 560 **Machine Learning in Modeling of the Dynamics of Polymer Electrolyte Fuel Cells** W. Zou (2021), vii, 139 pp ISBN: 978-3-95806-601-4

Band / Volume 561 Introduction Strategies for Hydrogen Infrastructure S. Cerniauskas (2021), viii, 179 pp ISBN: 978-3-95806-602-1

Band / Volume 562 Noble Metal Coated Porous Transport Layers for Polymer Electrolyte Membrane Water Electrolysis C. Liu (2021), 139 pp ISBN: 978-3-95806-603-8

Band / Volume 563 **Modeling and Diagnosis of the Stratospheric Circulation** E. J. Charlesworth (2021), v, 103, A2 pp ISBN: 978-3-95806-605-2 Band / Volume 564 **Potentialfeldmessungen zur Qualitätsbewertung von Bipolarplatten** M. Sietmann (2021), ix, 160 pp ISBN: 978-3-95806-606-9

Band / Volume 565 Sequential and coupled inversion of time-lapse borehole GPR measurements for vadose zone model parameterization Y. Yu (2022), XX, 121 pp ISBN: 978-3-95806-607-6

Band / Volume 566 **Cirrus clouds in the extratropical tropopause and lowermost stratosphere region** I. Bartolomé García (2022), iii, 155 pp ISBN: 978-3-95806-610-6

Band / Volume 567 Stationary and Transient Behaviour of Polymer Electrolyte Fuel Cells Y. Shi (2022), viii, 172 pp ISBN: 978-3-95806-611-3

Band / Volume 568 **14th Carolus Magnus Summer School on Plasma and Fusion Energy Physics** D. Reiser (Ed.), (2022), 207 pp ISBN: 978-3-95806-613-7

Band / Volume 569 **Spectral induced polarization of calcite precipitation in porous media** S. Izumoto (2022), xviii, 106 pp ISBN: 978-3-95806-614-4

Band / Volume 570 Technische und ökonomische Bewertung der Polymer-Elektrolyt-Membran Elektrolyse S. M. Saba (2022), IV, 263 pp

ISBN: 978-3-95806-615-1

Weitere Schriften des Verlags im Forschungszentrum Jülich unter http://wwwzb1.fz-juelich.de/verlagextern1/index.asp

Energie & Umwelt / Energy & Environment Band / Volume 570 ISBN 978-3-95806-615-1

