

Techno-ökonomische Prozessbewertung der Herstellung synthetischen Flugturbinentreibstoffes aus CO₂ und H₂

Von der Fakultät für Energie-, Verfahrens- und Biotechnik der Universität Stuttgart
zur Erlangung der Würde eines Doktor-Ingenieurs (Dr.-Ing.)
genehmigte Abhandlung

Vorgelegt von
Daniel Helmut König
aus Stuttgart

Hauptberichter:
Mitberichter:

Prof. Dr. rer. nat. André Thess
Prof. Dr.-Ing. Andreas Jess

Tag der mündlichen Prüfung: 30.11.2016

Institut für Energiespeicherung der Universität Stuttgart

2016

Vorwort

Die vorliegende Arbeit ist das Ergebnis meiner wissenschaftlichen Tätigkeit am Institut für Technische Thermodynamik des Deutschen Zentrums für Luft- und Raumfahrt e.V. in Stuttgart.

Die Arbeit ist in enger Zusammenarbeit mit der Helmholtz-Energie-Allianz „Synthetische flüssige Kohlenwasserstoffe - Speicher mit höchster Energiedichte“ entstanden. Die Methodik, die in dieser Arbeit entwickelt worden ist, wurde zur Bearbeitung des Projektes angewendet. Teilergebnisse dieser Arbeit wurden bereits in folgenden beiden Fachzeitschriftenartikeln veröffentlicht:

- *Daniel H. König, Marcel Freiberg, Ralph-Uwe Dietrich, Antje Wörner*
„Techno-economic study of the storage of fluctuating renewable energy in liquid hydrocarbons”
Fuel, Vol. 159, pp. 289-297, 2015; doi: 10.1016/j.fuel.2015.06.085
- *Daniel H. König, Nadine Baucks, Ralph-Uwe Dietrich, Antje Wörner*
„Simulation and evaluation of a process concept for the generation of synthetic fuel from CO₂ and H₂”
Energy, Vol. 91, pp. 833-841, 2015; doi: 10.1016/j.energy.2015.08.099

Danksagung

Zuerst möchte ich Herrn Prof. rer. nat. André Thess danken, der es mir ermöglichte, die Arbeit in einem hohen Maß an Eigenverantwortung durchzuführen. Ich bedanke mich für die wissenschaftliche Betreuung und die spannenden fachlichen und visionären Diskussionen während der Bearbeitung.

Herrn Prof. Dr.-Ing. Andreas Jess gilt mein besonderer Dank für das große Interesse an dieser Arbeit und die intensiven anregenden Diskussionen sowie die bereitwillige Übernahme der Funktion des Mitberichters.

Ein weiterer besonderer Dank gilt Frau Dr.-Ing. Antje Seitz und Herrn Dr.-Ing. Ralph-Uwe Dietrich, die mir jederzeit mit Rat und Tat zur Seite standen und durch kritisches Hinterfragen wichtige Diskussionen anstießen. Weiterhin möchte ich den Fachexperten Prof. Dr. rer. nat. K. Andreas Friedrich und Dr.-Ing. Johannes Thiessen für die hilfreichen Diskussionen auf ihren Fachgebieten danken. Ein weiterer besonderer Dank gilt Herrn Friedemann Georg Albrecht für seine hilfreiche Unterstützung bei Programmierungsaufgaben.

Mein abschließender ganz besonderer Dank gilt meiner Familie und meiner Freundin, die mich während dieser Zeit unterstützt haben und mir somit den Abschluss dieser Arbeit ermöglichten.

Inhaltsverzeichnis

INHALTSVERZEICHNIS	I
FORMELZEICHEN	IV
KURZFASSUNG.....	VIII
ABSTRACT.....	IX
1 EINLEITUNG	1
2 STAND DER TECHNIK	3
2.1 KONVENTIONELLER FLUGTURBINENTREIBSTOFF	3
2.2 SYNTHETISCHE FLUGTURBINENTREIBSTOFFE.....	4
2.3 KRAFTSTOFFHERSTELLUNG ÜBER DIE FISCHER-TROPSCH-SYNTHESE.....	6
2.3.1 <i>Gas-to-Liquid (GTL)</i>	6
2.3.2 <i>Coal-to-Liquid (CTL)</i>	7
2.3.3 <i>Biomass-to-Liquid (BTL)</i>	8
2.3.4 <i>Power-to-Liquid (PTL)</i>	9
2.4 ZUSAMMENFASSUNG	11
3 VERFAHRENSTECHNISCHE GRUNDLAGEN DES PTL-VERFAHRENS.....	12
3.1 THERMODYNAMISCHE GRENZE	12
3.2 CO ₂ -QUELLEN UND ABSCHIEDUNG AUS GASSTRÖMEN	13
3.3 ELEKTROLYSE	15
3.4 SYNTHESEGASERZEUGUNG	18
3.4.1 <i>Reverse Wassergas-Shift-Reaktion</i>	18
3.4.2 <i>Reformierung</i>	20
3.5 FISCHER-TROPSCH-SYNTHESE	20
3.6 PRODUKTAUFBEREITUNG	23
3.6.1 <i>Gas Loop</i>	24
3.6.2 <i>Raffination</i>	25
4 GRUNDLAGEN DER TECHNO-ÖKONOMISCHEN PROZESSBEWERTUNG.....	27
4.1 ZIELSTELLUNG	28
4.2 BEWERTUNG.....	28
4.3 PINCH-ANALYSE.....	29
4.4 EINTEILUNG UND INHALT DER VERFAHRENSTECHNISCHEN KOSTENSCHÄTZUNG.....	30
4.5 VERFAHRENSTECHNISCHE KOSTENSCHÄTZUNG NACH DER FAKTORENMETHODE	31
4.5.1 <i>Bestimmung der Investitionskosten</i>	32
4.5.2 <i>Bestimmung der Betriebskosten</i>	33
4.5.3 <i>Bestimmung der Herstellungskosten</i>	34
4.5.4 <i>Datenauswahl für Apparate- und Betriebsstoffpreise</i>	34
5 METHODIK.....	37
6 VORSTUDIE UND TECHNOLOGIEAUSWAHL	39
6.1 ZIELSTELLUNG	39
6.1.1 <i>Technische Prozessbewertungsparameter</i>	39
6.1.2 <i>Ökonomische Prozessparameter</i>	40
6.2 DEFINITION VON SZENARIEN UND SYSTEMGRENZEN.....	40
6.3 VERFAHRENSKONZEPTE UND TECHNOLOGIEAUSWAHL	42
7 FLIEBBILDMODELLIERUNG.....	43
7.1 ROUTE WASSERELEKTROLYSE UND RWGS.....	43
7.2 ROUTE CO-ELEKTROLYSE	45
7.3 SIMULATIONSMETHODIK UND ALLGEMEINE ANNAHMEN	45
7.4 ELEKTROLYSE	47
7.5 SYNTHESEGASERZEUGUNG	49

7.5.1	<i>Reverse Wassergas-Shift-Reaktion</i>	49
7.5.2	<i>Reformierung</i>	50
7.6	FISCHER-TROPSCH-SYNTHESE	51
7.7	PRODUKTAUFTRENNUNG UND -AUFBEREITUNG	52
7.7.1	<i>Gas Loop Design und Modellierung</i>	52
7.7.2	<i>Raffination</i>	53
7.8	WEITERE TECHNOLOGIEN	53
7.8.1	<i>Balance-of-Plant-Komponenten</i>	53
7.8.2	<i>Rektifikationskolonnen</i>	54
7.8.3	<i>CO₂-Abscheidung</i>	54
7.8.4	<i>Dampfturbinenkreislauf</i>	55
7.9	DURCHFÜHRUNG DER PINCH-ANALYSE.....	55
8	TECHNO-ÖKONOMISCHE PROZESSBEWERTUNG REFERENZFALL	57
8.1	TECHNISCHE ERGEBNISSE VERFAHRENSKONZEPT PEM+RWGS	57
8.1.1	<i>Technische Analyse</i>	57
8.1.2	<i>Energetische Analyse</i>	59
8.1.3	<i>Technische Prozessbewertung</i>	60
8.2	ÖKONOMISCHE ERGEBNISSE VERFAHRENSKONZEPT PEM+RWGS.....	61
8.2.1	<i>Investitionskosten</i>	61
8.2.2	<i>Betriebskosten</i>	62
8.2.3	<i>Herstellungskosten</i>	62
8.3	SENSITIVITÄTSANALYSEN.....	63
8.3.1	<i>Kettenwachstumswahrscheinlichkeit</i>	64
8.3.2	<i>RWGS-Betriebsdruck</i>	67
8.3.3	<i>Elektrolyseeffizienz</i>	68
8.3.4	<i>Sensitivitätsanalysen ökonomischer Annahmen und Randbedingungen</i>	69
8.4	SCHLUSSFOLGERUNG UND ZUSAMMENFASSUNG	72
9	TECHNO-ÖKONOMISCHE PROZESSBEWERTUNG DER VERFAHRENSALTERNATIVEN ..	74
9.1	PROZESSVARIANTEN DES PEM+RWGS-KONZEPTE.....	74
9.1.1	<i>Vorwärmung Brennluft</i>	74
9.1.2	<i>Dampfnutzung in einem Dampfturbinenprozess</i>	75
9.1.3	<i>O₂-Nutzung im Oxyfuel-Brenner</i>	75
9.1.4	<i>Vergleich der Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS</i>	76
9.2	VERFAHRENSROUTEN MIT HOCHTEMPERATURELEKTROLYSE	77
9.2.1	<i>Verfahrensrouten mit Hochtemperaturdampfelektrolyse (SOEC+RWGS)</i>	77
9.2.2	<i>Verfahrensrouten Co-Elektrolyse (COEL)</i>	82
9.3	SZENARIEN ZU DETAILFRAGEN DER ANLAGENINTEGRATION.....	85
9.3.1	<i>Wärmenutzung zur CO₂-Abscheidung</i>	85
9.3.2	<i>Fluktuierend anfallende erneuerbare Energien</i>	89
9.4	TECHNO-ÖKONOMISCHER VERFAHRENSVERGLEICH.....	94
10	EINORDNUNG UND BEWERTUNG DER ERGEBNISSE	96
10.1	TECHNISCHER VERGLEICH X-TO-LIQUID PROZESSROUTEN.....	96
10.2	ÖKONOMISCHER VERGLEICH DER POWER-TO-LIQUID-PROZESSROUTEN	98
10.3	MARKTPOTENZIAL VON POWER-TO-LIQUID-FLUGTURBINENTREIBSTOFF	99
10.4	ENTWICKLUNGSPOTENTIAL VON POWER-TO-LIQUID.....	101
10.5	NACHHALTIGKEIT VON POWER-TO-LIQUID-FLUGTURBINENTREIBSTOFF	101
11	ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK	103
11.1	ZUSAMMENFASSUNG	103
11.2	FAZIT UND AUSBLICK.....	105
ANHANG	106	
A	DEFINITION SYSTEMGRENZEN	106
B	ERGÄNZUNGEN ZUR FLIEßBILDMODELLIERUNG.....	107
B.1	<i>Elektrochemisches Modell SOEC</i>	107
B.2	<i>Numerisches Verhalten der Fließbildsimulation</i>	112
B.3	<i>Einfluss des Boudouard Safety Factors</i>	114

C	ZUSÄTZLICHE BERECHNUNGSVORSCHRIFTEN UND ANNAHMEN DER VERFAHRENSTECHNISCHEN KOSTENSCHÄTZUNG.....	115
C.1	<i>Währungsumrechnung und Anwendung CEPCI</i>	115
C.2	<i>Zuschlagsfaktoren nach Peters et al. [133]</i>	116
C.3	<i>Auflistung der Apparatepreise</i>	117
C.4	<i>Betriebskosten</i>	118
D	WEITERE ERGEBNISSE DER TECHNO-ÖKONOMISCHEN PROZESSBEWERTUNG DES PEM+RWGS-KONZEPTE	120
D.1	<i>Technische Ergebnisse</i>	120
D.2	<i>Ökonomische Ergebnisse</i>	120
D.3	<i>Sensitivitätsanalysen</i>	122
E	WEITERE ERGEBNISSE DER TECHNO-ÖKONOMISCHEN PROZESSBEWERTUNG DER VERFAHRENSALTERNATIVEN	127
E.1	<i>Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS</i>	127
E.2	<i>Verfahrenskonzept SOEC+RWGS</i>	130
E.3	<i>Verfahrenskonzept COEL</i>	135
E.4	<i>Wärmenutzung zur CO₂-Abscheidung</i>	138
E.5	<i>Strombereitstellung aus fluktuierender Stromerzeugung mit erneuerbaren Quellen</i>	150
F	ZUSÄTZLICHE FALLUNTERSUCHUNGEN DER MARKTPOTENTIALE VON PTL-FLUGTURBINENTREIBSTOFF	153
F.1	<i>Marktpotenzial von Power-to-Liquid-Flugturbinentreibstoffen</i>	153
F.2	<i>Falluntersuchung: Technologiefortentwicklung</i>	156
F.3	<i>Nachhaltigkeit von Power-to-Liquid-Flugturbinentreibstoff</i>	157
	ABBILDUNGSVERZEICHNIS	158
	TABELLENVERZEICHNIS	161
	LITERATURVERZEICHNIS	163

Formelzeichen

Lateinische Buchstaben

Symbol	Bedeutung	Einheit
A_{EI}	Elektrolysefläche	m^2
ACC	jährliche Gesamtinvestitionskosten	€/a
AW	Arbeitsaufwand	h/d
B	Permeabilität	m^2
BSF	Boudouard-Sicherheitsfaktor	-
C	Apparatepreis	€
C_0	Basisapparatepreis	€
CEPCI ₂₀₁₄	Chemical Engineering Plant Cost Index 2014	-
CEPCI ₀	Chemical Engineering Plant Cost Index Basisjahr	-
cf	Kapazitätsfaktor	%
D_{Bin}	binärer Diffusionskoeffizient	m^2/s
D_{eff}	effektiver Diffusionskoeffizient	m^2/s
D_K	Knudsen-Diffusionskoeffizient	m^2/s
d	Dicke	m
E_{TA}	thermische Aktivierungsenergie	J/mol
F	Faraday-Konstante	C/mol
F_{H_2+CO}	Molanteil an Reaktanten	-
F_i	Druckfaktor, Materialfaktor	-
FCI	fixen Investitionskosten	€
I	Stromstärke	A
i	Stromdichte	A/cm ²
i_0	Austauschstromdichte	A/m ²
i_L	limitierende Stromdichte	A/cm ²
IR	Zinsfuß	%
K	Gleichgewichtskonstante	-
M	molare Masse	g/mol
LHV	Heizwert (engl. lower heating value)	MJ/kg
N	Anzahl	-
NPC	Nettoherstellungskosten	€/kg
n	Anzahl Kohlenstoffatome in Kohlenstoffkette	-
\dot{n}	Stoffmengenstrom	mol/s
$O_{I\&T}$	Versicherungskosten und Steuern	€/a
O_{Lohn}	Lohnkosten	€/a
O_M	Wartungs- und Instandhaltungskosten	€/a
O_{NP}	Erlöse Nebenprodukte	€/a
$O_{I\&T}$	Versicherungskosten und Steuern	€/a
O_U	Kosten für Hilfsstoffe	€/a
P_{el}	Elektrische Leistung	MW
p	Druck	bar
PL	Anlagenlebensdauer	A
R	ideale Gaskonstante	J/(mol·K)
R_m	Gewichtsbezogenes Rückflussverhältnis	-
R_n	Molares Rückflussverhältnis	-
r	Porendurchmesser	m
$r_{H_2/CO}$	Wasserstoff-zu-Kohlenmonoxid-Verhältnis	-

S	Kapazität	verschieden
S ₀	Basiskapazität	verschieden
S/C	Dampf-zu-Kohlenstoffverhältnis	-
T	Temperatur	°C
T ₁₀	Destillationstemperatur 10 % verdampf	°C
TAC	jährliche Gesamtkosten	€/a
TCI	Gesamtinvestitionskosten	€
TOP	Gesamtbetriebskosten	€/a
TPC	Gesamtanlagenkosten	€
U ₀	Standardpotential	V
U _{Akt}	Aktivierungsverluste	V
U _{Betrieb}	Betriebsspannung	V
U _{GG}	thermodynamische Gleichgewichtsspannung	V
U _H	thermoneutrale Spannung	V
U _{Konz}	Konzentrationsverlust	V
U _{Ohm}	Ohm'scher Verlust	V
\dot{V}_N	Normvolumenstrom	m ³ /h
w	Massenanteil	-
X _{CO}	Kohlenmonoxid-Umsatz	%
x	Molanteil	-
z	Wertigkeit Elektrolysereaktion	-

Griechische Buchstaben

Symbol	Bedeutung	Einheit
α	Kettenwachstumswahrscheinlichkeit	-
δ	Degressionskoeffizient	-
ΔG_f^0	freie Standardbildungsenthalpie	kJ/mol
ΔG_R	freie Reaktionsenthalpie	kJ/mol
ΔH_R^0	Standardreaktionsenthalpie	kJ/mol
ΔH_R	Reaktionsenthalpie	kJ/mol
$\Delta \dot{n}$	molarer Umsatz	mol/s
ΔS	Entropieänderung	kJ/(mol·K)
ε	spezifischer Systemenergieverbrauch Elektrolyse	kWh/Nm ³
ζ	Flächenbelastung	mol/(s·m ²)
$\eta_{AC/DC}$	Wirkungsgrad Gleichrichter	%
η_C	Kohlenstoffumsatz	%
η_{ChemE}	chemischer Wirkungsgrad	%
$\eta_{isentrop}$	isentroper Wirkungsgrad	%
$\eta_{mechanisch}$	mechanischer Wirkungsgrad	%
η_{PTL}	Power-to-Liquid-Wirkungsgrad	%
$\eta_{Q_{FT}}$	Fischer-Tropsch-Abwärmennutzungsgrad	%
η_{SOEC}	elektrischer Wirkungsgrad SOEC	%
η_{SPK}	SPK-Anteil im Endprodukt	%
η_{theo}	theoretisch maximal erzielbarer Wirkungsgrad	%
λ	Verbrennungsluftverhältnis	-
μ	dynamische Viskosität	Pa·s
ξ	atomares Diffusionsvolumen	-

σ	Ionenleitfähigkeit des Elektrolyt	S/m
τ	Tortuosität	-
Ψ	präexponentiellen Faktor	(S·K)/m
ω	Porosität	-

Indizes

Symbol	Bedeutung
0	Standardbedingungen (T = 298,15 K, p = 1,01325 bar)
A	Anode
AC	Wechselstrom
DC	Gleichstrom
Ein	Eintritt
Elektrolyt	Elektrolyt
K	Kathode
n	Anzahl Kohlenstoffatome in Kohlenstoffkette
PEM	Protonen-Austausch-Membran
SOEC	Festoxidelektrolyse

Superskripte

Symbol	Bedeutung
HT-EL	Hochtemperaturelektrolyse
NT-EL	Niedertemperaturelektrolyse

Abkürzungen

Abkürzung	Bedeutung
AACE	Association for the Advancement of Cost Engineering
AC	Wechselstrom
ASF	Anderson-Schulz-Flory Verteilung
ASTM	ASTM International (früher American Society for Testing and Materials)
ATAG	Air Transport Action Group
ATR	autothermer Reformer
ATJ	Alcohol-to-Jet
bbl/d	Barrel pro Tag (Einheit für die Kapazität von petrochemischen Anlagen)
BSF	Boudouard-Sicherheitsfaktor (Boudouard Safety Factor)
BTL	Biomass-to-Liquid
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index
CH	Catalytic Hydrothermolysis
-CH ₂ -	Methylengruppe
CTL	Coal-to-Liquid
DC	Gleichstrom
DEF STAN	Defence Standards (Britische Militärnorm)
DME	Dimethylether
DLR	Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt e.V.
DSHC	Direct Sugar to Hydrocarbon
EL	Elektrolyseur

FT	Fischer-Tropsch
GTL	Gas-to-Liquid
HDCJ	Hydrotreated Depolymerized Cellulosic Jet
HDR	Hydrotreated Renewable Diesel
HEFA	Hydroprocessed Esters and Fatty Acids
IATA	International Air Transport Association
ICAO	International Civil Aviation Organization
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change
jato	Jahrestonnen (Tonnen pro Jahr)
KWS	Kohlenwasserstoffe
LCA	Lebenszyklusanalyse
Mio.	Millionen
NOAA	National Oceanic and Atmospheric Administration
NPC	Nettoherstellungskosten
PBTL	Power&Biomass-to-Liquid
PEM	Protonen-Austausch-Membran
PS	Prozessschritt
PTL	Power-to-Liquid
RWGS	Reverse Wassergas Shift Reaktion
SOEC	Festoxidelektrolyse
SPK	Synthetisches paraffinisches Kerosin (synthetic paraffinic kerosene)
S-CC	Szenario CO ₂ -Abscheidung
S-EE	Szenario erneuerbarer Strom
S-REF	Referenzszenario
XTL	X-to-Liquid

Kurzfassung

Technologieverbesserung, Optimierung der Betriebsabläufe und effiziente Infrastrukturgestaltung tragen zur Reduzierung der Umweltwirkung des stetig wachsenden Flugverkehrs bei. Um jedoch die Ziele zur Emissionsminderung und Dekarbonisierung des Flugverkehrs zu erreichen sind alternative Treibstoffe notwendig. Die Konvertierung von H_2 und CO_2 in flüssigen Flugturbinentreibstoff mit dem Power-to-Liquid-Verfahren (PTL) stellt dabei einen möglichen Herstellungspfad dar, welcher in dieser Arbeit unter technischen und ökonomischen Gesichtspunkten analysiert und bewertet wird.

Es werden zwei Verfahrensrouten untersucht. Im Referenzkonzept wird Wasserstoff durch Wasserelektrolyse generiert. Zusammen mit Kohlenstoffdioxid wird mit der reversen Wassergas-Shift-Reaktion Synthesegas gebildet, welches mittels Fischer-Tropsch-Synthese in langkettige Kohlenwasserstoffe umgesetzt wird. Eine nachfolgende Produktauftrennung und -aufbereitung liefert synthetischen Flugturbinentreibstoff und die Nebenprodukte Benzin und Diesel. In der zweiten Verfahrensrouten wird eine Hochtemperatur-Co-Elektrolyse eingesetzt, die aus Dampf und Kohlenstoffdioxid direkt Synthesegas produziert.

Die Fließbildsimulation liefert einen Power-to-Liquid-Wirkungsgrad von 46,9 % für das Referenzkonzept. Der Kohlenstoffumsatz beträgt 79,9 %. Außerdem weist der Gesamtprozess einen hohen Wärmeüberschuss auf und es fällt eine signifikante Menge an Sauerstoff als Nebenprodukt an. Wird der Abdampf thermisch in einer Hochtemperaturelektrolyse und der Sauerstoff in einem Oxyfuel-Brenner genutzt, steigt der PTL-Wirkungsgrad auf 61,4 % und der Kohlenstoffumsatz auf 98,9 %. Für die Co-Elektrolyse ergeben sich ein PTL-Wirkungsgrad von 60,4 % und ein Kohlenstoffumsatz von 99,6 %.

Die verfahrenstechnische Kostenschätzung liefert für eine Kapazität von 60 t/h und einen Strompreis von 105 €/MWh für den Referenzfall Gesamtinvestitionskosten von 3.599 Mio. € und Herstellungskosten in Höhe von 3,38 €/kg. Die Kostenstrukturen der Investitions- und Herstellungskosten zeigt, dass die Kosten für den Elektrolyseur und die Stromkosten die dominierenden Faktoren sind. Für die Verfahrensrouten mit Hochtemperaturdampfelektrolyse und Co-Elektrolyse werden aufgrund des deutlich höheren Wirkungsgrades Herstellungskosten von 2,75 €/kg beziehungsweise 2,83 €/kg ermittelt. Zusätzlich werden zwei Betriebs-szenarien untersucht: Im ersten Szenario wird die CO_2 -Abscheidung in das PTL-Verfahren integriert. Es wird gezeigt, dass die Abscheidung aus Industrieabgasen durch Integration der Abwärme des Syntheseprozesses realisiert werden kann. Die Nutzung fluktuierend anfallender erneuerbarer Energien wird im zweiten Szenario beurteilt. Eine Entkoppelung dynamisch betriebener Wasserstofferzeugung und stationärer Synthese durch Wasserstoff-zwischenspeicherung wird damit notwendig. Geringe Volllaststunden des Elektrolyseurs führen zu einer Kostensteigerung während die Wasserstoff-zwischenspeicherkosten vernachlässigbar sind.

In der Arbeit wird gezeigt, dass PTL-Treibstoffe gegenüber biogenen Treibstoffen wettbewerbsfähig sein können, eine Markteinführung alternativer Treibstoffe jedoch politische Hebel erfordert.

Abstract

Advanced technologies, optimized operation and infrastructure contribute to the reduction of the environmental impact of the continuous growing air traffic. However, alternative fuels are required to achieve the emission mitigation and decarbonization goals of the aviation sector. A possible production pathway is the conversion of H₂ and CO₂ into liquid jet fuel by the Power-to-Liquid process (PTL), which is evaluated with a techno-economic assessment by this study.

Two process concepts are assessed. In the first hydrogen is produced by water electrolysis. Together with carbon dioxide synthesis gas is formed by the reverse water-gas-shift reaction. Long chained hydrocarbons are produced from the synthesis gas by the Fischer-Tropsch synthesis. A downstream product separation and upgrading section supplies synthetic jet fuel together with the byproducts gasoline and diesel. The second comprises a high temperature co-electrolyzer, in which synthesis gas is produced from steam and carbon dioxide.

For the first concept a Power-to-Liquid efficiency of 46.9 % is calculated using flowsheet simulation. The carbon conversion is 79.9 %. Furthermore, the process provides a significant amount of excess steam and oxygen as byproduct. By using this excess steam in a high temperature electrolysis and oxygen in an oxy-fuel burner, the PTL-efficiency rises to 61.4 % and the carbon conversion to 98.9 %. A PTL-efficiency of 60.4 % and a carbon conversion to 99.6 % is calculated for the co-electrolysis concept.

A total capital investment of 3,599 million Euro and net production costs of 3.38 €/kg are estimated for the first concept by cost analysis. A plant capacity of 60 t/h and an electricity price of 105 €/MWh were assumed. The cost structure of the investment and production costs shows that the capital costs of the electrolyzer and the electricity costs are the dominant factors. The higher efficiency of the process concepts using high temperature steam electrolysis and co-electrolysis leads to net production costs of 2.75 €/kg and 2.83 €/kg, respectively. Additionally, two operating scenarios are investigated: The PTL-processes are equipped by CO₂-separation units in the first scenario. It is shown, that CO₂-separation from industrial flue gases can be realized by the thermal integration of the excess heat. The second scenario investigates the power supply of the PTL-process by fluctuating renewable sources. This requires the de-coupling of dynamically operated hydrogen production and stationary synthesis by a hydrogen intermediate storage. Low full load hours of the electrolyzer lead to increased production costs even though the costs for intermediate storage of hydrogen are negligible.

The study shows that Power-to-Liquid fuels can compete with bio fuels. However, market introduction of any alternative fuel would require political support and leverage.

1 Einleitung

Der technische Fortschritt und die wirtschaftliche Entwicklung in Industrie- und Schwellenländern haben in den letzten 30 Jahren zu einer Vervierfachung des Flugverkehrs geführt. Die mittlere jährliche Wachstumsrate liegt seit den siebziger Jahren bei 5,3 % [1]. Diese Entwicklung zeigt die außergewöhnliche Resilienz des Flugverkehrswachstums gegen äußere Einwirkungen wie beispielsweise die Ölkrisen 1973 und 1979 oder die Finanzkrise 2008. Keines dieser Ereignisse hatte einen langfristigen Effekt auf das Flugverkehrswachstum [1]. Im Jahr 2014 ist der Flugverkehr im vierten Jahr in Folge um mehr als 5 % gewachsen. Es wurden 6.246 Milliarden Passagierkilometer zurückgelegt [2]. Sowohl die International Civil Aviation Organization (ICAO) als auch die Flugzeugbauer Boeing und Airbus prognostizieren für die nächsten 20 Jahre eine mittlere jährliche Wachstumsrate von ca. 5 % [1], [2], [3]. Damit würden im Jahr 2034 ca. 17 Billionen Passagierkilometer zurückgelegt werden. Zwar konnte die Treibstoffeffizienz des Flugverkehrs im Mittel um 2,3 % in den Jahren 2000 bis 2014 jährlich gesteigert werden [1], dennoch wird der Flugverkehr schneller wachsen und damit der Treibstoffverbrauch und die CO₂-Emissionen ansteigen [4].

Die Air Transport Action Group (ATAG) schlug 2009 die folgenden Ziele zur Minderung der Klimawirkung des Flugverkehrs vor [5]:

- jährliche Steigerung der Treibstoffeffizienz um durchschnittlich 1,5 % in den Jahren 2009 bis 2020,
- kohlenstoffneutrales Wachstum auf dem Emissionsniveau von 2020,
- Reduktion der Emissionen im Jahr 2050 um 50 % im Vergleich zum Emissionslevel des Jahres 2005.

Diese Ziele wurden von der ICAO und der International Air Transport Association (IATA) übernommen [3], [6] und werden von der Europäischen Kommission in deren „Flightpath 2050 – Europe’s Vision for Aviation“ unterstützt [7]. Abbildung 1.1 zeigt die Entwicklungsprognose der CO₂-Emissionen der Luftfahrt bis 2050 und die Minderungspotentiale verschiedener Maßnahmen zur Erreichung der gesteckten Ziele. Maßnahmen zur Emissionsminderung sind Investitionen in technologische Entwicklung, Optimierung des Betriebs und der Infrastruktur und sogenannte marktbasierende Maßnahmen [8]. Beispiele für die Weiterentwicklung von Flugzeugen sind unter anderem die Ausstattung bestehender Flugzeuge mit Winglets, Ausrüstung aktueller Flugzeugmuster mit Getriebefantriebwerken und die Entwicklung neuer Flugzeugdesigns. Effizientere Flugverfahren und Gewichtsreduktion sind Maßnahmen der Betriebsoptimierung. Ein optimiertes Flugverkehrsmanagement und effizientere Flughafeninfrastruktur sind Infrastrukturmaßnahmen zur Emissionsreduktion. Marktbasierende Maßnahmen sind ökonomische Hebel wie beispielsweise Ausgleichszahlungen für CO₂-Emissionen, Emissionshandel oder Kohlenstoff-Fonds [6]. Das Diagramm zeigt aber auch, dass die vier genannten Optionen nicht ausreichen, um die Emissionsziele zu erreichen. Nur durch radikale Technologiewechsel und alternative Treibstoffe können die Ziele erreicht werden [8], [9]. Ein radikaler Technologiewechsel kann beispielsweise das elektrische Fliegen sein [10], [11]. Vor dem Hintergrund steigender Entwicklungsdauer und -kosten ist der Zeitpunkt der Markteinführung neuer Technologien mit einer hohen Unsicherheit behaftet [9]. Alternative Treibstoffe, die nicht aus fossilen Quellen hergestellt werden, weisen einen entscheidenden Vorteil auf: sie können in Betrieb befindlichen und neuen Flugzeugen eingesetzt werden und tragen dadurch zu signifikanten Emissionsminderungen bei.

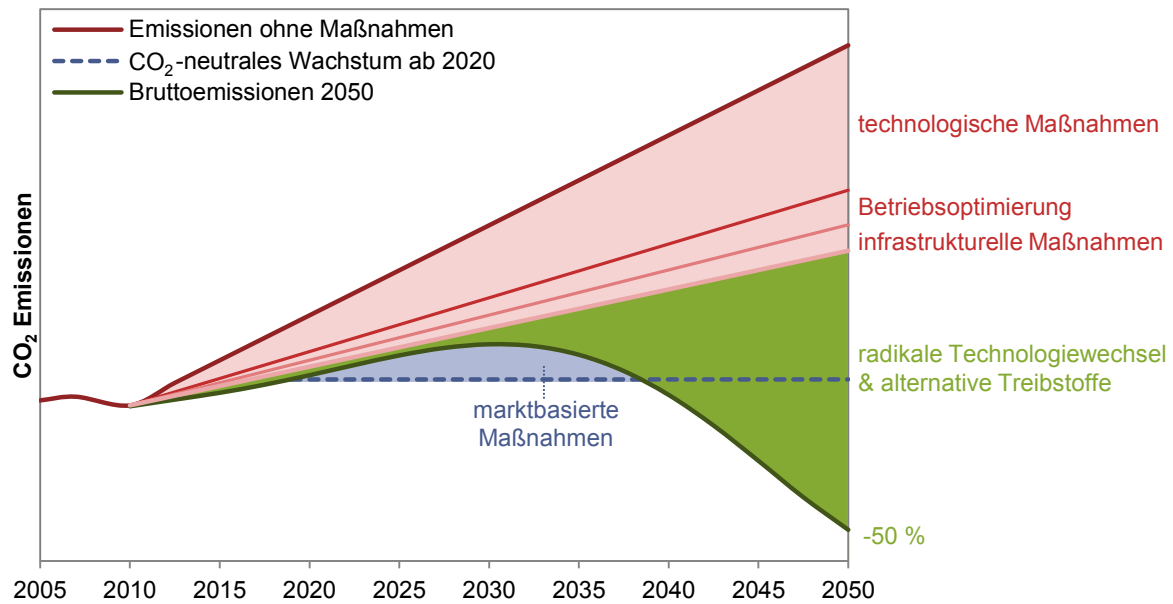


Abbildung 1.1: Entwicklung der CO₂-Emissionen und Reduktionspotential von Maßnahmen zur Emissionsminderung, Diagramm nach [9].

Alternative Treibstoffe für Luftfahrtanwendungen müssen über eine hohe volumetrische und gravimetrische Energiedichte verfügen. Sie müssen einfach zu lagern und zu transportieren sein sowie in die heutige Flughafeninfrastruktur integrierbar sein. Für den Einsatz in konventionellen Flugzeugen müssen sie mit konventionellen Treibstoffen kompatibel sein und die Treibstoffspezifikationen erfüllen [12], [13]. Diese Eigenschaften weisen bestimmte flüssige Treibstoffe auf [14]. Um die Emissionsreduktionsziele zu erreichen, müssen durch den Einsatz dieser Treibstoffe substantiell weniger CO₂-Emissionen entstehen als durch fossile Treibstoffe. Diese Vorgabe können Treibstoffe aus Biomasse erfüllen, da durch das Wachstum der Biomasse Kohlenstoff aus der Umgebung gebunden wird [15]. Derzeit bildet die Preisdifferenz zwischen konventionellem und alternativem Treibstoff die entscheidende Hürde einer kommerziellen Einführung [14]. Eine Alternative zu Biotreibstoffen sind Treibstoffe auf Kohlenstoffdioxidbasis [16]. Die Verwendung von Kohlenstoffdioxid als Kohlenstoffquelle würde den Kohlenstoffkreislauf schließen [17], [18]. Der Einsatz dieser Treibstoffe würde zu weniger Bruttoemissionen im Flugverkehr beitragen und zum Erreichen der Emissionsreduktionsziele helfen [16]. Diese Arbeit zeigt, wie Flugturbinentreibstoffe auf Basis von Kohlenstoffdioxid und Strom hergestellt werden können und welchen Kosten zu erwarten sind. Es werden die offenen wissenschaftlichen technischen und ökonomischen Fragestellungen beantwortet:

- Wie hoch ist der Gesamtwirkungsgrad?
- Welche Prozessschritte sind besonders energieintensiv?
- Welchen innovativen Technologien können den Gesamtwirkungsgrad steigern?
- Was sind die Kostentreiber, was ist der dominierende Kostenfaktor?
- Wie hoch sind die Investitionskosten?
- Wie hoch sind die Herstellungskosten?

Um die Fragen zu beantworten wurde zuerst eine Methodik entwickelt, nach der unterschiedliche Herstellungsverfahren alternativer Kraft- und Treibstoffe transparent und ergebnisoffen bewertet werden können. Mögliche Herstellungsrouten wurden identifiziert und mittels Fließbildsimulation untersucht. Anschließend erfolgt eine Kostenrechnung. Zuletzt werden die Randbedingungen untersucht, unter welchen diese Treibstoffe in den Markt eingeführt werden können.

2 Stand der Technik

2.1 Konventioneller Flugturbinentreibstoff

Flugturbinentreibstoffe werden konventionell aus Rohöl gewonnen. Die Kerosinfraktion, die dem Siedebereich von 150 °C bis 300 °C entspricht, wird mittels atmosphärischer Destillation aus Rohöl destilliert [19], [20], [21]. Je nach Rohölsorte entsteht ein direkt verwendbarer Treibstoff („straight run“) oder muss durch weitere Aufbereitungsschritte der Kerosinfraktion hergestellt werden. Typische Aufbereitungsschritte sind Hydrocracken, Hydrodesulfurierung, Laugenwäsche und Entschwefelung [21]. Die entstehenden Kerosine sind Vielstoffgemische, bestehend aus über dreihundert Komponenten [22]. Die Einzelkomponenten lassen sich zum Großteil den drei Stoffklassen Alkanen, Cycloalkanen und Aromaten zuordnen. Die Alkane wiederum werden in lineare n-Alkane und verzweigte iso-Alkane unterteilt. Der Bereich der Kohlenstoffkettenlänge liegt zwischen C₅ und C₁₇ [19]. Abbildung 2.1 zeigt eine am Deutschen Zentrum für Luft- und Raumfahrt e.V. (DLR) gemessene Verteilung der Kohlenstoffkettenlänge eines kommerziellen Jet A-1 Treibstoffes [22].

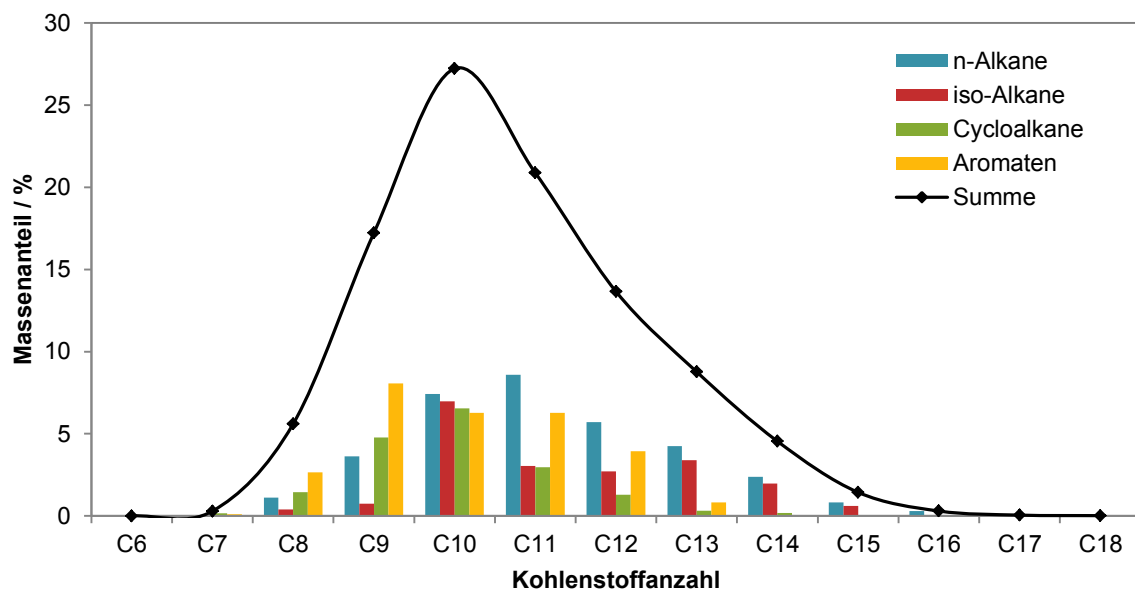


Abbildung 2.1: Kohlenstoffkettenlängenverteilung eines kommerziellen Jet A-1 Treibstoffes, Verteilung nach Pearson [22].

Der in der kommerziellen Luftfahrt in Strahlflugzeugen eingesetzte und umgangssprachlich als Kerosin bezeichnete Flugturbinentreibstoff ist Jet A-1 beziehungsweise Jet A und muss für den Einsatz die entsprechende Treibstoffspezifikation erfüllen. Jet A wird im nationalen Flugverkehr der USA eingesetzt und ist nach der Norm D1655 der ASTM International (ASTM) [12] zertifiziert. Im Rest der Welt wird Jet A-1 eingesetzt. Die Spezifikationen von Jet A-1 sind ebenfalls in der ASTM-Norm D1655 festgelegt. Daneben gilt auch die Norm DEF STAN 91-91 des britischen Verteidigungsministeriums [13].

Der Unterschied zwischen Jet A-1 und Jet A liegt im maximal zulässigen Gefrierpunkt, der bei Jet A-1 bei -47 °C und bei Jet A bei -40 °C liegt [12], [13]. Neben Jet A-1/Jet A existiert noch eine Vielzahl weiterer Treibstoffe, die in der Luftfahrt eingesetzt werden. Ein Beispiel ist

JP-5, der für den Einsatz auf Flugzeugträgern zur sicheren Lagerung einen höheren Flammpunkt aufweist [19].

2.2 Synthetische Flugturbinentreibstoffe

Synthetische Flugturbinentreibstoffe sind Flugturbinentreibstoffe, die nicht aus Erdöl, sondern chemisch durch die Umwandlung anderer kohlen- und wasserstoffhaltiger Ausgangsstoffe hergestellt werden. In der ASTM-Norm D7566 sind drei unterschiedliche synthetische Treibstoffe zur Zumischung in konventionellen Treibstoff zertifiziert [23]. Erstens synthetisches paraffinisches Kerosin (Synthetic Paraffinic Kerosene – SPK), das über die Fischer-Tropsch-Synthese produziert wird, zweitens synthetisches Kerosin, das aus hydrierten Pflanzenölen und -fetten (Hydroprocessed Esters and Fatty Acids – HEFA) produziert wird und drittens synthetische iso-Alkane, die aus hydrierten und fermentierten Zuckern (Direct Sugar to Hydrocarbon – DSHC) hergestellt werden. Derzeit ist eine maximale Zumischung von 50 % synthetischem Treibstoff zu konventionellem erlaubt [23]. Für den Einsatz im Flugverkehr muss der aus synthetischem und konventionellem Anteil gemischte Treibstoff die Spezifikationen der ASTM D1655 erfüllen [23]. Neben den zertifizierten Kraftstoffen werden derzeit als Flugturbinentreibstoffalternativen die Umwandlung von Alkoholen zu Flugturbinentreibstoff (Alcohol-to-Jet – ATJ), die Hydrierung von Diesel (Hydrotreated Renewable Diesel – HDR), die katalytische Hydrothermolyse (Catalytic Hydrothermolysis – CH) und die Hydrierung und Depolymerisation von Zellulose (Hydrotreated Depolymerized Cellulosic Jet – HDCJ) untersucht und die Zertifizierung vorbereitet [24].

Synthetischer Turbinentreibstoff auf Basis von Zuckern (DSHC) basiert auf einem Verfahren, bei dem unterschiedliche Zucker, die beispielsweise aus Zuckerrohr, Zuckerrüben oder Energiepflanzen gewonnen wurden, nach der Extraktion in einem einzelnen Prozessschritt direkt zu Kohlenwasserstoffen umgewandelt werden [25]. Derzeit wird die erste Anlage im industriellen Maßstab in Betrieb genommen [26].

HEFA-Kerosin wird aus biogenen Fetten oder Ölen hergestellt. Die pflanzlichen Ausgangsstoffe sind beispielsweise Jatropha, Algen oder Sojabohnen. Nach dem Herauspressen der Öle oder Fette werden diese unter Sauerstoffentzug hydriert. Anschließend erfolgt die Produktaufbereitung mittels Isomerisierung und Hydrocracken zu Alkanen [27]. Das Verfahren hat den technischen Reifegrad für eine Kommerzialisierung erreicht [28].

Der Herstellungsprozess synthetischen paraffinischen Kerosins (SPK) basiert auf dem Fischer-Tropsch-Verfahren. Dieses Verfahren wird kommerziell großtechnisch zur Kraftstoff- und Chemikalienherstellung eingesetzt [20], [29]. Mit der Fischer-Tropsch-Synthese kann auch vollsynthetisches Kerosin erzeugt werden [30]. Aufgrund des hohen technischen Reifegrades wird in dieser Arbeit nur auf SPK näher eingegangen.

Neben der Spezifikation, die die Treibstoffmischung erfüllen muss (ASTM D1655), werden spezifisch für den synthetischen Treibstoffanteil Spezifikationen angegeben. Nach der Norm ist für die Herstellung von SPK zwingend die Synthese von Alkanen und Alkenen mittels Fischer-Tropsch-Synthese unter Verwendung von Eisen- oder Kobaltkatalysatoren vorgeschrieben [23]. Details zum Herstellungsverfahren siehe Kapitel 2.3, zur Fischer-Tropsch-Synthese Kapitel 3.5. Außerdem muss eine Produktaufbereitung durch Hydrocracken, Hydrotreating oder Isomerisierung erfolgen [23]. Tabelle 2.1 fasst die für die Bewertung der Simulationsergebnisse relevanten Spezifikationsparameter zusammen.

Tabelle 2.1: Zusammenfassung für die Modellierung relevanter Spezifikationsparameter für SPK nach ASTM D7566 [23].

Eigenschaft	Einheit	Wert
Destillationstemperatur T10	°C	Max. 205
Differenz Destillationstemperaturen $\Delta T = T90-T10$	K	Min. 22
Verdampfungstemperatur (vollständige Verdampfung)	°C	Max. 300
Dichte bei 15°C	kg/m ³	730 - 770
Stoffanteil Cycloalkane	%	Max. 15
Stoffanteil Aromaten	%	Max. 0,5

Abbildung 2.2 zeigt die stoffliche Zusammensetzung von fünf unterschiedlich hergestellten SPKs und konventionellem Jet A-1 aufgeteilt nach den Stoffklassen n-Alkane, iso-Alkane, Cycloalkane und Aromaten. Die Daten der SPKs wurden dem Bericht von C. A. Moses [31] entnommen. Der Spezifikation entsprechend bestehen SPKs zum Großteil aus n- und iso-Alkanen. Abbildung 2.2 veranschaulicht, dass der Anteil an n- und iso-Alkanen verschiedener SPKs sehr unterschiedlich sein kann. Im Vergleich zu konventionellem Jet A-1 enthält SPK keine Aromaten.

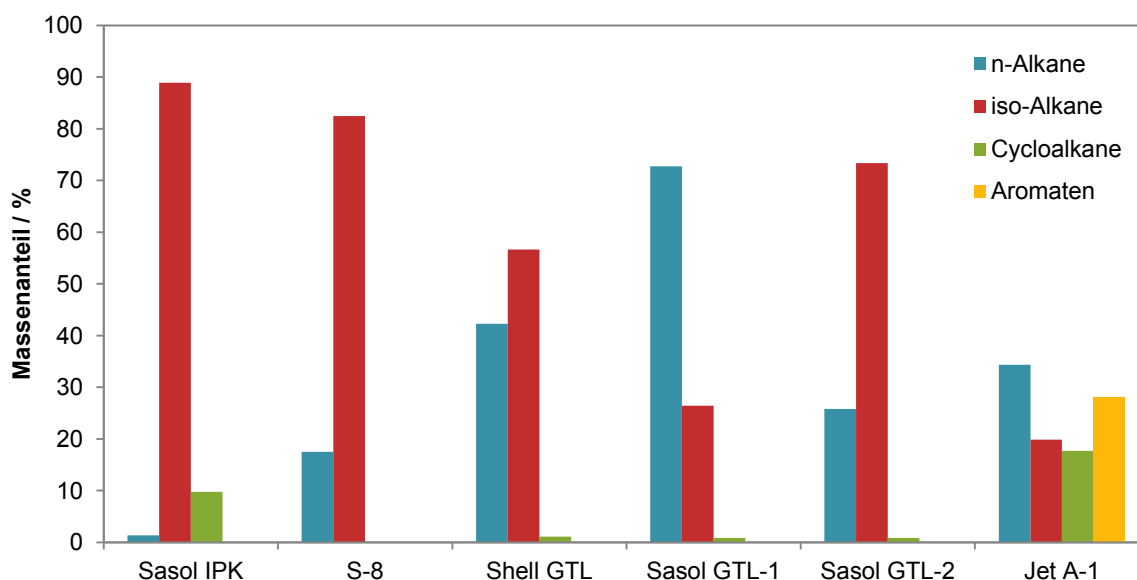


Abbildung 2.2: Stoffliche Zusammensetzung nach Stoffklassen für fünf SPKs [31] und konventionellem Jet A-1 [22].

Die Kohlenstoffkettenlängenverteilung ist in Abbildung 2.3 dargestellt. Der Vergleich der Treibstoffe zeigt signifikante Unterschiede in der Breite der Kohlenstoffkettenlängenverteilung. Beispielsweise weist der Treibstoff „S-8“ Kohlenwasserstoffe (KWS) im Kettenlängenbereich von C₇ bis C₁₉ auf, während im Treibstoff „Shell GTL“ nur Kohlenwasserstoffe mit einer Kettenlänge zwischen C₈ und C₁₃ enthalten sind. Zur Erfüllung der Treibstoffspezifikation ist weder eine spezifische Stoffklassenzusammensetzung noch eine spezifische Kohlenstoffkettenlängenverteilung notwendig, es ist eine Vielzahl unterschiedlicher Zusammensetzungen und Verteilungen möglich.

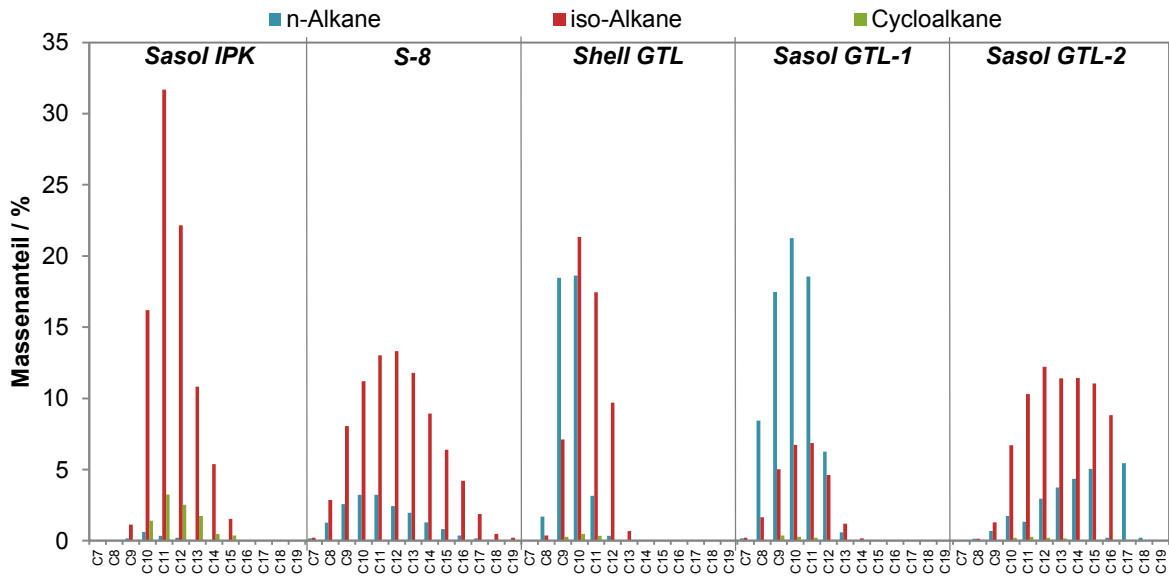


Abbildung 2.3: Kohlenstoffkettenlängenverteilung von fünf SPKs [31].

2.3 Kraftstoffherstellung über die Fischer-Tropsch-Synthese

Die Herstellung synthetischen paraffinischen Kerosins ist ein mehrstufiges Verfahren, das aus drei Grundblöcken besteht (siehe Abbildung 2.4) [29]. Der erste Block ist die Synthesegaserzeugung. Aus einem kohlen- und wasserstoffhaltigen Ausgangsstoff wird Synthesegas, ein Gasmisch aus CO und H₂, erzeugt. In kommerziellen Anlagen wird Erdgas oder Kohle als Rohstoff eingesetzt. Im Entwicklungsstadium befinden sich Prozesse, die als Ausgangsstoffe Biomasse, Abfall- und Reststoffe oder CO₂ und H₂ verwenden.

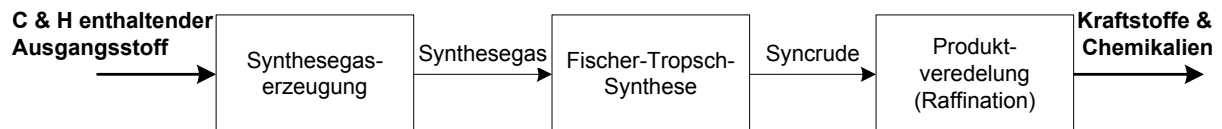


Abbildung 2.4: Allgemeines Blockfließbild der Herstellung synthetischer Kohlenwasserstoffe über die Fischer-Tropsch-Synthese.

Der zweite Block ist die Fischer-Tropsch-Synthese (FT), die im Mittelpunkt des Verfahrens steht. In der FT-Synthese werden aus Synthesegas langkettige Kohlenwasserstoffe erzeugt [32]. Das flüssige Produkt der FT-Synthese wird als Syncrude (englisches Kunstwort - steht für synthetic crude oil) bezeichnet. Im dritten Block erfolgt die Aufbereitung und Veredelung des Syncrudes zu spezifikationsgerechten Kraftstoffen oder Chemikalien [20].

2.3.1 Gas-to-Liquid (GTL)

Fischer-Tropsch-Anlagen, die auf Erdgas basieren, werden als Gas-to-Liquid-Anlagen (GTL-Anlagen) bezeichnet. Diese Anlagen werden heute großtechnisch und kommerziell eingesetzt. Zurzeit sind weltweit fünf GTL-Anlagen mit einer Kapazität von 244,000 bbl/d in Betrieb [33]. Die größte Anlage ist die Pearl-Anlage der Royal Dutch Shell in Katar mit einer Kapazität von 140,000 bbl/d [34].

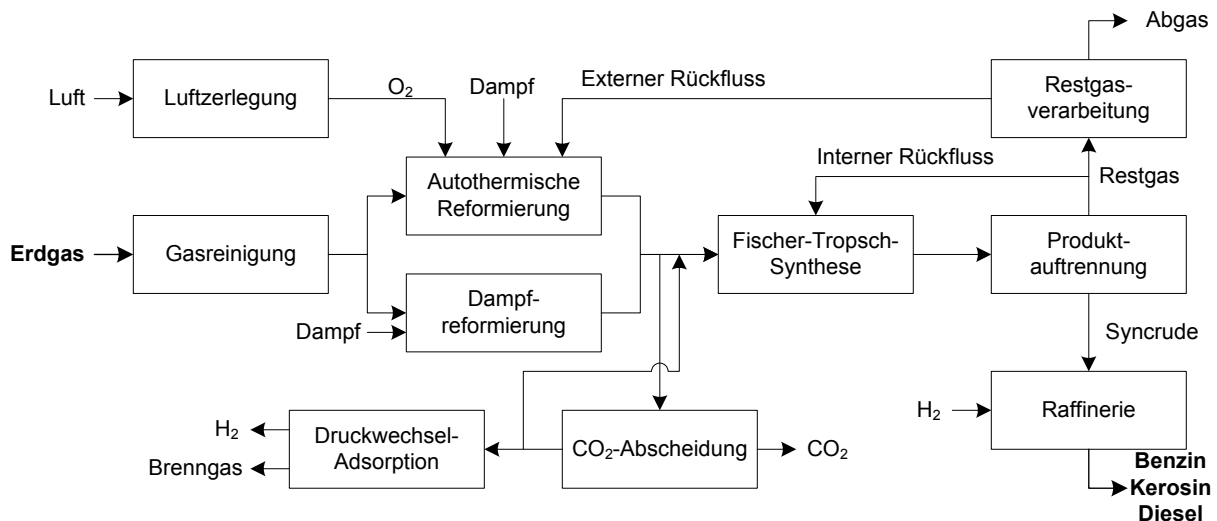


Abbildung 2.5: Blockfließbild einer typischen GtL-Anlage in Anlehnung an [20].

Abbildung 2.5 zeigt das Blockfließbild eines typischen GTL-Prozesses. Das Erdgas wird in einem ersten Schritt von Schwefelrückständen gereinigt, um eine Katalysatordeaktivierung in nachfolgenden Prozessschritten zu verhindern. Anschließend wird Synthesegas durch Reformierung erzeugt. Eingesetzte Reformierungstechnologien sind Dampfreformierung und autotherme Reformierung. Je nach eingesetzten Technologien und Betriebsbedingungen kann eine CO_2 -Abscheidung oder eine Wassergas-Shift-Stufe notwendig sein, um das Synthesegas den Anforderungen der FT-Synthese anzupassen. In der FT-Synthese wird das Synthesegas zu langkettigen Kohlenwasserstoffen synthetisiert und in einer Produktauftrennung in Restgas und Syncrude getrennt. Das Syncrude wird zu Kraftstoffen raffiniert oder zu Chemikalien, Lösungsmitteln oder Schmierstoffen weiterverarbeitet. Das Restgas, das aus nicht umgesetzten Edukten, inerten Komponenten und gasförmigen Nebenprodukten besteht, wird als Rückflussstrom zurückgeführt um den Gesamtumsatz zu erhöhen [20]. Die Gesamteffizienz von GTL-Anlagen liegt im Bereich von 59 - 66 % [35], [36]. Detaillierte techno-ökonomische Studien sind [36], [37], [38] und [39] zu entnehmen. Die Kombination von fossilem Ausgangsstoff und erneuerbarer Energie wurde von Sudiro et al. [35] untersucht.

2.3.2 Coal-to-Liquid (CTL)

Bereits im Zweiten Weltkrieg wurde Kohle als Rohstoff für die Produktion synthetischer Kraftstoffe eingesetzt. Anlagen bei denen die Kraftstoffsynthese über die FT-Synthese erfolgt, werden als Coal-to-Liquid (CTL) Anlagen bezeichnet. Heute werden solche Anlagen in Südafrika durch das Unternehmen Sasol betrieben [40].

Der prinzipielle Aufbau von CTL-Anlagen ist ähnlich wie der von GTL-Anlagen. Der Hauptunterschied liegt in der Synthesegaserzeugung. Kohle wird zu einem Gasgemisch aus CO_2 , CO , H_2 , CH_4 vergast [29]. Zum Einsatz kommen Mitteltemperaturfließbettvergaser oder Hochtemperaturflugsstromvergaser. Nach der Vergasung ist eine aufwändige Synthesegasaufbereitung und -reinigung notwendig [20]. Die anschließenden Prozessschritte erfolgen analog zum GTL-Verfahren. Die Gesamteffizienz von CTL-Anlagen liegt im Bereich von 40 - 45 % [41].

Verfahrensstudien und ökonomische Betrachtungen zu CTL-Anlagen und deren Optimierungspotential sind der Literatur zu entnehmen [41], [42], [43], [44], [45].

2.3.3 Biomass-to-Liquid (BTL)

GTL- und CTL-Anlagen nutzen fossile Ausgangsstoffe zur Erzeugung synthetischer Kraftstoffe. Es entstehen durch den verlustbehafteten Herstellungsprozess Emissionen, die zu den durch die Verbrennung der Kraftstoffe entstehenden Emissionen addiert werden müssen. Für CTL-Anlagen ist mit einer Verdoppelung der Treibhausgasemissionen im Vergleich zu konventionellen Kraftstoffen zu rechnen. Für GTL-Anlagen ist von etwa 15 % höheren Emissionen auszugehen [15]. Durch die Verwendung biogener Rohstoffe können die Treibhausgasemissionen gesenkt werden. Die Nutzung von Rutenhirse kann beispielsweise die Emissionen im Vergleich zu konventionellem Kraftstoff um 80 % senken [15]. Prozesse mit biogenen Ausgangsstoffen werden als Biomass-to-Liquid (BTL) Prozesse bezeichnet. Biomasse wird in einer Vergasereinheit vergast und das entstehende Gas anschließend durch Gasreinigungs- und Gaskonditionierungsschritte für die FT-Synthese vorbereitet [46]. Anschließend erfolgt analog zum GTL- und CTL-Verfahren die Synthese und Veredelung. Bisher existieren keine BTL-Anlagen industrieller Größe. Die Forschungsschwerpunkte liegen in der Weiterentwicklung von Biomassevergasern und der Gasreinigung sowie der Demonstration des Gesamtprozesses [46], [47], [48]. Das Red Rock Biofuels Projekt mit einer geplanten Kapazität von 1.040 bbl/d nutzt Holz als Rohstoff [49]. Alternativ wird auch die Nutzung von Abfall- und Reststoffen als Kohlen- und Wasserstoffquelle untersucht. Das British Airways GreenSky Projekt plante die Produktion von ca. 1.095 bbl/d Fluggasttriebstoffes aus Hausmüll [50], allerdings wurde das Projekt aufgrund des derzeit niedrigen Ölpreises eingestellt [51]. Das Unternehmen Fulcrum BioEnergy plant mit der Sierra BioFuels-Anlage die Produktion von 655 bbl/d Kraftstoff aus Hausmüll [52].

Das Potential an Abfall- und Reststoffen als auch an Biomasse ist begrenzt [53]. Für Abfall- und Reststoffe lässt sich dies anhand des folgenden Rechenbeispiels für die Sierra BioFuels-Anlage zeigen. Die Sierra BioFuels-Anlage produziert 655 bbl/d Kraftstoff aus 550 t Hausmüll [52]. Im Jahr 2012 fielen in den USA 250 Millionen Tonnen an Hausmüll an [54]. Diese Menge würde eine jährliche Kraftstoffproduktion von 300 Millionen Barrel ermöglichen. Diese Menge entspricht in etwa 5 % des jährlichen Kraftstoffverbrauchs der USA [55].

Wird Biomasse verwendet, muss neben dem Potential noch ein weiterer Diskussionspunkt beachtet werden: Für den Anbau von Energiepflanzen wie Soja oder Ölpalmen werden große Landflächen benötigt. Erfolgt die Landgewinnung beispielsweise durch die Rodung von Regenwald, können die Treibhausgasemissionen durch Biokraftstoffe auf annähernd das Achtfache des konventionellen Kraftstoffes steigen [15]. Außerdem entsteht eine Konkurrenz zwischen dem Anbau von Energiepflanzen und dem von Nutzpflanzen zur Nahrungsvorsorgung [56].

In Abhängigkeit von der Anlagenkonfiguration und den getroffenen Annahmen wurden Gesamteffizienzen im Bereich zwischen 30 % und 50 % für BTL-Anlagen prognostiziert [46], [48], [47]. Diese niedrigen Effizienzwerte lassen sich mit dem niedrigen Wasserstoff-Kohlenstoff-Verhältnis von Biomasse erklären. Dieses beträgt bei Biomasse ungefähr 1, bei Kraftstoffen ungefähr 2. Daher kann nur maximal die Hälfte des in Biomasse enthaltenen Kohlenstoffs in Kraftstoffe umgewandelt werden. Um dies zu umgehen, wird ein Alternativkonzept untersucht. Durch zusätzliche Einspeisung von Wasserstoff aus Elektrolyse kann im sogenannten Power&Biomass-to-Liquid (PBTL) Verfahren der Kohlenstoffumsatz annähernd vervierfacht werden [57], [58], [59].

Die techno-ökonomische Bewertung von Biokraftstoffen über das BTL-Verfahren wurde in der Literatur ausführlich diskutiert [46], [48], [47], [60], [61].

2.3.4 Power-to-Liquid (PTL)

Vor dem Hintergrund des steigenden Anteils fluktuierend erzeugter erneuerbarer Energien und dem auch in Zukunft hohen Bedarf an Energieträgern mit einer hohen volumetrischen und gravimetrischen Energiedichte wurde das Power-to-Liquid (PTL) Verfahren entwickelt [62]. Ausgehend von den Ausgangsstoffen CO_2 und Strom werden synthetische Kraftstoffe erzeugt. Dabei werden zwei prinzipielle Routen verfolgt: erstens wird durch Elektrolyse Wasser elektrochemisch in Wasserstoff gespalten, letzterer wird mit CO_2 über die reverse Wassergas-Shift-Reaktion zu Synthesegas umgewandelt [63]. Zweitens kann CO_2 und H_2O direkt mittels Co-Elektrolyse zu Synthesegas umgewandelt werden [64]. Die Synthese zu Kraftstoffen erfolgt in beiden Routen analog zu den konventionellen Technologien. Abbildung 2.6 zeigt die Blockfließbilder der beiden PTL-Verfahrensrouten.

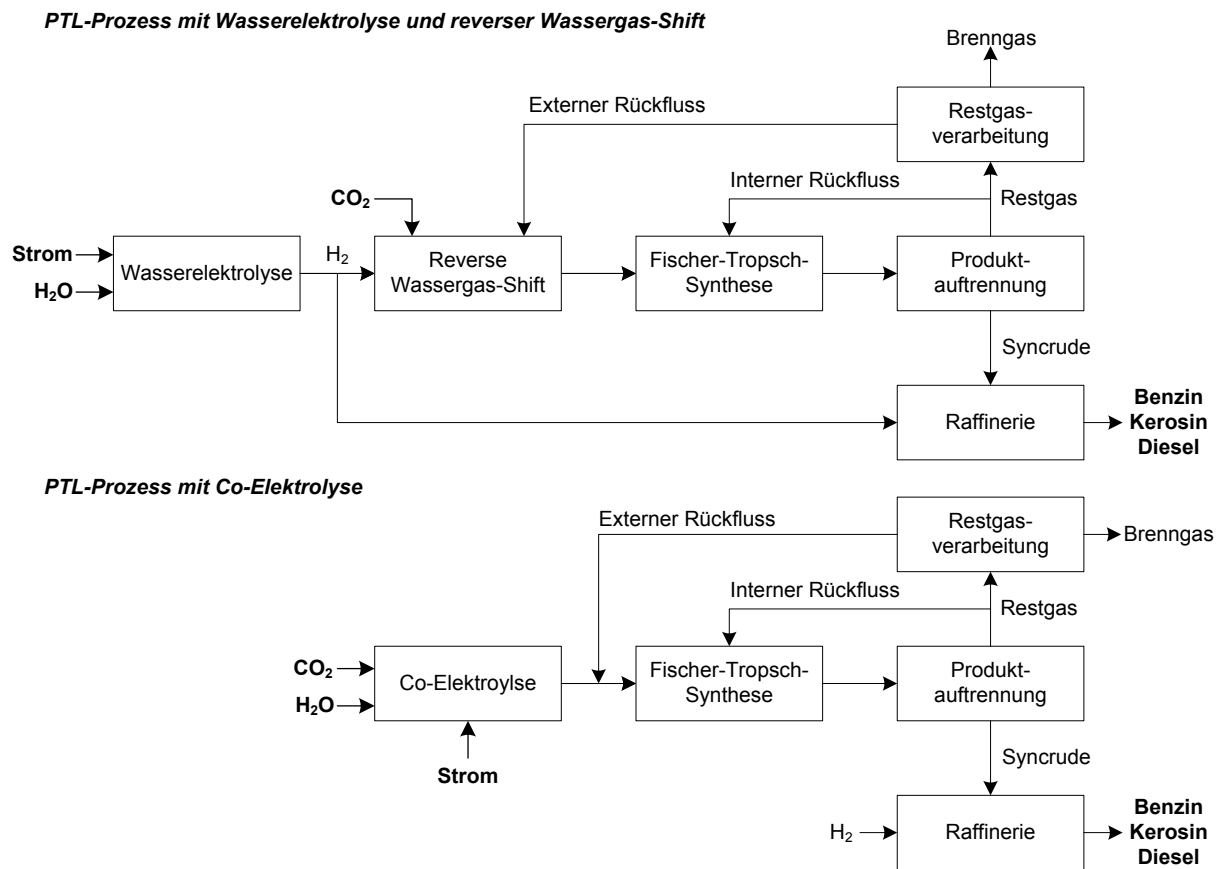


Abbildung 2.6: Blockfließbild eines PTL-Prozesses mit Wasserelektrolyse und reverser Wassergas-Shift (nach [63], [65]) und eines PTL-Prozesses mit Co-Elektrolyse (nach [66]).

Die PTL-Technologie bietet zwei potentielle Einsatzgebiete: Zum einen die nachhaltige Produktion von Kraftstoffen [62], [63], [67] und zum anderen die Speicherung von erneuerbarem Strom in flüssigen Kohlenwasserstoffen mit anschließender Rückverstromung [68], [69], [70]. Für beide Anwendungen sind zwei grundsätzliche Anforderungen zu erfüllen, um von einer nachhaltigen Kraftstoffherzeugung zu sprechen:

- CO_2 -neutrale beziehungsweise emissionsfreie Stromversorgung,
- nachhaltige CO_2 -Quelle zur Schließung des Kohlenstoffkreislaufs.

Unter CO_2 -neutraler Stromversorgung sind erneuerbare Energien wie beispielsweise Windenergie oder Solarenergie zu verstehen, aber auch Kernenergie. Eine nachhaltige CO_2 -Quelle ist die Abscheidung von CO_2 aus der Luft oder Meerwasser [71], [72]. Zusätzlich ist die Abscheidung von CO_2 aus Industrieprozessen denkbar [73].

Die United States Navy untersucht die dezentrale Herstellung von synthetischem Turbinentreibstoff mit Meerwasser und Kernenergie. Ziel ist die Produktion des Treibstoffes an Bord von Flugzeugträgern [71]. Das Unternehmen Sunfire nahm 2015 eine Demonstrationsanlage mit einer Kapazität von ca. 1 bbl/d in Betrieb. Die Anlage basiert auf der Festoxidhochtemperaturelektrolyse, der reversen Wassergas-Shift-Reaktion und der Fischer-Tropsch-Synthese. Sunfire gibt einen Power-to-Liquid Wirkungsgrad von in etwa $\eta_{\text{PTL}} = 70\%$ an [74]. Im Rahmen der Helmholtz-Energie-Allianz „Synthetische flüssige Kohlenwasserstoffe – Speicher mit höchster Energiedichte“ wurde der Einsatz synthetischer Kohlenwasserstoffe als Speicherstoff für erneuerbaren Strom untersucht [68]. Dazu wurden die in dieser Arbeit entwickelte Methodik, Fließbildsimulationen und Kostenmodelle angewandt. Die Ergebnisse wurden in Fachzeitschriften veröffentlicht [65], [68], [70], [75].

Trotz einer ersten Demonstrationsanlage sind vollständige Daten bezüglich Prozesswirkungsgrad, Prozessverschaltung, Technologieauswahl, Betriebsbedingungen, Kostenstruktur und Herstellungskosten für künftige großtechnische Anlagen nicht verfügbar.

Tremel et al. [76] führten eine Untersuchung unterschiedlicher Herstellungspfade für gasförmige und flüssige synthetische Kraftstoffe durch. Ziel war die Bewertung der unterschiedlichen Produkte anhand eines Punktesystems, das neben den technischen und ökonomischen Parametern auch soziologische und ökologische Aspekte berücksichtigt. In der Arbeit wurden überschlägige Wirkungsgrade und Kostendaten angenommen. Es erfolgte keine detaillierte Untersuchung der einzelnen Herstellungspfade.

Stempien et al. [64] untersuchten die Koppelung der Festoxid-Co-Elektrolyse mit der Fischer-Tropsch-Synthese. Die Autoren setzten den Fokus auf die möglichst realistische Modellierung der beiden Prozessschritte. Dabei wurden die Produktauftrennung und die Produktaufbereitung nicht berücksichtigt. Ebenfalls wurde keine Wärme- und Stoffintegration durchgeführt. Außerdem enthält die Arbeit keine Kostenberechnung.

Die Kopplung von Festoxid-Co-Elektrolyse und Fischer-Tropsch-Synthese wurde auch von Cinti et al. [77] untersucht. Der Fokus lag dabei auf der Untersuchung von drei Prozessverschaltungsvarianten mit dem Hauptaugenmerk auf der Ausführung des Rückflusssystemes. Eine Gesamteffizienz im Bereich von 46 - 57 % wurde ermittelt. Zusätzlich wurde die wärmetechnische Verschaltung von Hochtemperaturelektrolyse und Fischer-Tropsch Reaktor untersucht. Es wurde keine ökonomische Untersuchung durchgeführt.

Becker et al. [66] führten eine techno-ökonomische Analyse der Verschaltung von Festoxid-Co-Elektrolyse und Fischer-Tropsch-Synthese durch. Ein Fokus lag dabei auf der Optimierung des Betriebsdrucks des Festoxidelektrolyseurs. Die Gesamteffizienz des ohne Rückfluss ausgestatteten Verfahrens lag im Bereich zwischen 48 % und 51 %. Die technische Analyse erfolgte ohne Wärmeintegration. Die ökonomische Analyse wurde detailliert durchgeführt. Sensitivitätsanalysen hinsichtlich Volllaststunden, Elektrolysewirkungsgrad und Kohlenstoffmonoxid-Umsatz der Fischer-Tropsch-Synthese vervollständigen die Untersuchung.

Die Speicherung erneuerbaren Stroms in Kohlenwasserstoffen im Vergleich zur Speicherung in flüssigen organischen Wasserstoffträgern wurde von Müller et al. untersucht [78]. Der Herstellungsprozess der Kohlenwasserstoffe basiert auf der Verschaltung von reverser Wassergas-Shift und Fischer-Tropsch-Synthese. Die Prozessuntersuchung beinhaltet keine Wärmeintegration und keine ökonomische Untersuchung. Der Fokus liegt auf dem Vergleich der irreversiblen Stromspeicherung in Kohlenwasserstoffen und der reversiblen Stromspeicherung in flüssigen organischen Wasserstoffträgern.

Anstelle der Elektrolyse zur Wasserspaltung wird derzeit auch die thermochemische Spaltung von Wasser und Kohlenstoffdioxid untersucht [79], [80]. Dabei wird Energie solarthermisch eingekoppelt und aus Wasser und Kohlenstoffdioxid Synthesegas produziert. Die anschließende Kraftstoffproduktion erfolgt analog zum bereits beschriebenen PTL-Verfahren.

Neben der Produktion synthetischer flüssiger Kraftstoffe über die Fischer-Tropsch-Synthese werden weitere synthesesegasbasierte Umwandlungsverfahren untersucht. Im Power-to-Methanol-Verfahren wird Synthesegas zu Methanol konvertiert, das entweder direkt als Kraftstoff verwendet werden kann oder weiter zu Dimethylether (DME) als Dieselerersatz veredelt wird. Prozessanalysen zu Prozesswirkungsgraden und Kosten wurden in [81], [82], [83] und [84] durchgeführt. Eine Pilotanlage und deren technisches und ökonomisches Potential wird in Bergins et al. [85] erläutert. Methanol als Speicher erneuerbarer Energien wurde von Varone et al. [86] untersucht. Untersuchungen weiterer Technologien zur Erzeugung von synthetischen Kraftstoffen und Optionen der CO₂-Nutzung wurden von Herron et al. [87], Graves et al. [16] und Saeidi et al. [88] durchgeführt.

Es wird deutlich, dass auf dem Gebiet der PTL-Technologien eine hohe Forschungsaktivität besteht. Jedoch ist eine vollständige technische und wirtschaftliche Analyse von PTL-Technologien, bestehend aus Prozessmodellierung, Energieoptimierung und verfahrenstechnischer Kostenschätzung mit besonderem Fokus auf der nachhaltigen Treibstoffherstellung für den Einsatz in der Luftfahrt noch nicht durchgeführt worden. Auch ein Vergleich der unterschiedlichen Power-to-Liquid-Verfahrensrouten und die Erfassung derer Vor- und Nachteile wurden noch nicht durchgeführt. Diese Lücke schließt diese Arbeit mit der technischen und wirtschaftlichen Prozessbewertung der beiden PTL-Verfahrensrouten. Diese Arbeit eröffnet somit erstmalig eine vollständige verfahrenstechnische Untersuchung des Power-to-Liquid-Verfahrens. Durch die Kombination etablierter Methoden, wie beispielsweise der Pinch-Analyse, wird die Einordnung der Ergebnisse für das Power-to-Liquid-Verfahren zu anderen Herstellungsverfahren erleichtert.

2.4 Zusammenfassung

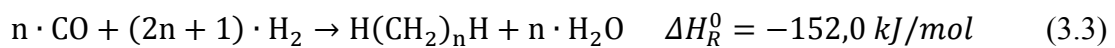
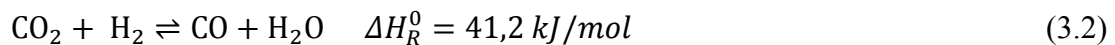
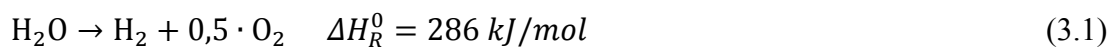
Synthetische Treibstoffe, die über die Fischer-Tropsch-Synthese hergestellt worden sind, sind für den Einsatz in der Luftfahrt zugelassen. Der synthetische Flugturbinentreibstoff darf dabei dem konventionellen mit bis zu 50 % zugemischt werden und muss unter anderem die Spezifikationen nach Tabelle 2.1 erfüllen. Es existiert für SPK keine spezifische Stoffzusammensetzung.

In Abhängigkeit von der Kohlen- und Wasserstoffquelle existieren vier Herstellungspfade: Gas-to-Liquid, Coal-to-Liquid, Biomass-to-Liquid und Power-to-Liquid. GTL und CTL scheiden aufgrund ihrer fossilen Ausgangsstoffe Erdgas und Kohle als nachhaltige Pfade aus. Der BTL-Pfad ist vielversprechend jedoch aufgrund des niedrigen Wasserstoff-Kohlenstoff-Verhältnis der Biomasse und dessen begrenzten Rohstoffpotentials benachteiligt. Die PTL-Route verfügt über ein theoretisch ausreichendes Rohstoffpotential und die Möglichkeit zur Schließung des Kohlenstoffkreislaufs [89].

3 Verfahrenstechnische Grundlagen des PTL-Verfahrens

3.1 Thermodynamische Grenze

Die Umwandlung von Strom und CO₂ in Kohlenwasserstoffe ist ein verlustbehafteter Prozess, der drei Reaktionsschritte umfasst [74]: die Wasserelektrolyse (NT-EL, Gleichung (3.1)), die reverse Wassergas-Shift-Reaktion (RWGS, Gleichung (3.2)) und die Fischer-Tropsch-Synthese (Gleichung (3.3)). Die Vereinfachung des Prozesses auf diese drei Grundreaktionen erlaubt die Bestimmung des theoretisch maximal erzielbaren Wirkungsgrades η_{theo} .



Der theoretische Maximalwirkungsgrad η_{theo} ist definiert als Nutzen dividiert durch den erforderlichen Aufwand. Der Nutzen ist der Heizwert (engl. lower heating value, LHV) des Zielproduktes. Für die Fischer-Tropsch-Synthese ist dies vereinfacht angenommen die Methylengruppe (-CH₂-). Der Brennwert der Methylengruppe ist $\text{LHV}_{\text{-CH}_2\text{-}} = 624,9 \text{ kJ/mol}$ [90]. Je nach betrachtetem Verfahren oder ausgewähltem Prozessschritt berechnet sich der Aufwand als die Summe der aufzubringenden Standardreaktionsenthalpien endothermer Reaktionen, möglichen Energiegewinnen exothermer Reaktionen und den Brennwerten der eingesetzten Edukte. Dabei wurde eine mögliche Wärmerückgewinnung nicht berücksichtigt. Für das PTL-Verfahren werden vier Fälle untersucht:

- Synthese ausgehend von H₂ und CO₂ ohne Berücksichtigung der Elektrolyse
- Synthese ausgehend von H₂O und CO₂ über die Niedertemperaturelektrolyse
- Synthese ausgehend von H₂O und CO₂ über die Hochtemperaturelektrolyse
- Synthese ausgehend von H₂O und CO₂ über die Hochtemperatur-Co-Elektrolyse

Der Heizwert von H₂ ist $\text{LHV}_{\text{H}_2} = 240 \text{ kJ/mol}$ [90]. Die Reaktionsenthalpie der Hochtemperaturelektrolyse (HT-EL) beträgt $\Delta H_R^{100^\circ\text{C}} = 243 \text{ kJ/mol}$ [90]. Bei der Co-Elektrolyse reduziert sich der Herstellungsprozess um einen Prozessschritt. Die Reaktionsgleichung (3.4) stellt die Spaltung von CO₂ in CO und O₂ [64] dar.

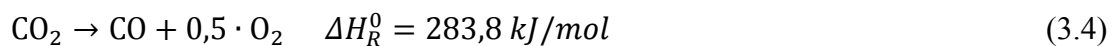


Tabelle 3.1 stellt die Zwischenergebnisse und Endergebnisse zur Bestimmung des theoretisch maximal erzielbaren Wirkungsgrades zusammen.

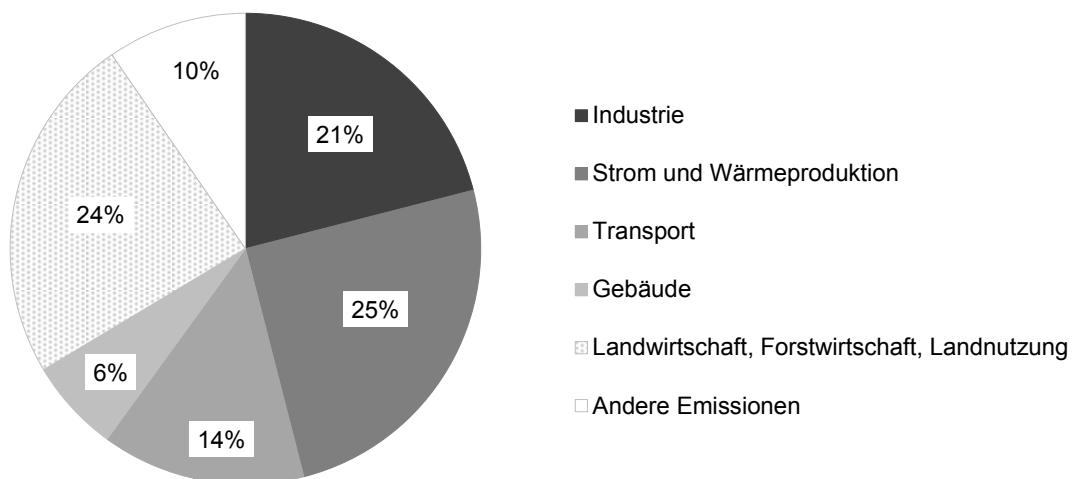
Der theoretische maximale Wirkungsgrad kann aufgrund der Energieerhaltung nicht überschritten werden. Energetische Verluste, beispielsweise durch Komprimierung, durch stoffliche Verluste, durch nicht ideale Trennverfahren oder durch Nebenproduktproduktion bleiben unberücksichtigt. Der theoretische maximale Wirkungsgrad ist eine ideale Kenngröße zur Durchführung einer Konsistenzprüfung und zur Bewertung der aktuellen Technologieleistungsfähigkeit. Für eine realistischere Abschätzung des Wirkungsgrades und des Energieaufwandes ist eine Prozessmodellierung notwendig.

Tabelle 3.1: Ergebniszusammenstellung zur Ermittlung des theoretisch maximal erzielbaren Wirkungsgrades.

	Synthese ausgehend von H ₂ und CO ₂	Synthese über NT-EL	Synthese über HT-EL	Synthese über HT-Co-EL
Ausgangsstoffe	H ₂ und CO ₂	H ₂ O und CO ₂	H ₂ O und CO ₂	H ₂ O und CO ₂
Energiebedarf	3·LHV _{H₂} + 1·ΔH _R ^{RWGS} = 761,2 kJ/mol	3·ΔH _R ^{NT-EL} + 1·ΔH _R ^{RWGS} = 899,2 kJ/mol	3·ΔH _R ^{HT-EL} + 1·ΔH _R ^{RWGS} = 770,2 kJ/mol	2·ΔH _R ^{HT-EL} + 1·ΔH _R ^{CO₂-Spaltung} = 769,8 kJ/mol
Produkt Nutzen		-CH ₂ - 1·LHV _{-CH₂-} = 624,9 kJ/mol		
η_{theo}	82,1 %	69,5 %	81,1 %	81,2 %

3.2 CO₂-Quellen und Abscheidung aus Gasströmen

Die National Oceanic and Atmospheric Administration (NOAA) prognostiziert die CO₂-Konzentration in der Atmosphäre im Jahr 2015 auf 400 ppm [91] oder absolut ca. 3.121 Gt [92]. Die CO₂-Emissionen durch fossile Energieträger und Zementerzeugung des Jahres 2014 wurden zu 35,9 Gt bestimmt [93]. Abbildung 3.1 verdeutlicht, dass über die Hälfte der Treibhausgasemissionen aus stationären Quellen emittiert werden, also potentiellen CO₂-Quellen. Über ein Fünftel der jährlichen Treibhausgasemissionen stammt aus industriellen Quellen. Für diese ist ein CO₂-neutraler Betrieb deutlich komplizierter zu gestalten als im Energiesektor durch den Einsatz erneuerbarer Energien [94], [95], [96], [97].

Abbildung 3.1: Prozentuale Aufteilung der Treibhausgasemissionen nach Wirtschaftssektor (Grundlage sind Daten auf CO₂-Äquivalenzwertbasis) [98].

Eine offensichtliche CO₂-Quelle stellen fossile Kraftwerke dar, die mit absoluten CO₂-Emissionen in Höhe von 10.539 Mt ein hohes Potential bieten [99]. Die Nutzung dieser Abgase könnte als Zwischenlösung in Betracht gezogen werden. Die politische Debatte über die Nutzung von CO₂ und die Bewertung von wiederverwendetem CO₂ wird aktuell intensiv geführt [100]. Inwieweit aus politischer Sicht CO₂, das aus Abgasen abgeschieden und wiederverwendet wird, nachhaltig ist, muss in einer nachfolgenden Studie bewertet werden. Vielmehr erfolgt die Auswahl an CO₂-Quellen anhand einfacher logischer Überlegungen. Für die Weltwirtschaft ist der Betrieb industrieller Produktionsanlagen notwendig. Daher ist für die absehbare Zukunft davon auszugehen, dass in der produzierenden Industrie weiterhin CO₂-Emissionen anfallen werden, da derzeit die Abscheidung und Speicherung von CO₂ nicht rentabel ist [73]. Die Nutzung industrieller Emissionen würde damit einer Doppelnutzung des CO₂ entsprechen. In Tabelle 3.2 sind potentielle Industrieprozesse aufgelistet, die sich aufgrund ihres hohen Mengenpotentials und CO₂-Konzentration im Abgasstrom als CO₂-Quelle für eine Zweitnutzung als Rohstoff für Flugturbinentreibstoffe eignen. Eine weitere Option ist die Abscheidung von CO₂ aus der Luft. Dadurch entsteht ein geschlossener Kohlenstoffkreislauf. Neben der Abscheidung von CO₂ aus Gasströmen wird in der Literatur die Gewinnung aus Meerwasser untersucht [71], [101].

Tabelle 3.2: Industrieprozesse als potentielle CO₂-Quellen [99].

Industrieprozess	CO ₂ -Konzentration	Absolute CO ₂ -Emissionen
Zementproduktion	20 %	932 Mt
Eisen- und Stahlproduktion	15 %	646 Mt
Raffinerien	3 – 15 %	798 Mt
Petrochemische Industrie	8 – 100 %	379 Mt
CO ₂ aus Biomasseanlagen	3 – 100 %	91 Mt

Potentielle Prozesstypen für CO₂-Abscheidung

Eine CO₂-Abscheidung lässt sich für vier grundlegende Prozesstypen realisieren [99]:

- Abscheidung nach der Verbrennung: CO₂ wird nach einem Verbrennungsprozess mit Luft aus dem Abgas abgeschieden.
- Abscheidung vor der Verbrennung: Diese Prozesse erfordern die Erzeugung von wasserstoffreichem Synthesegas aus einem Brennstoff mit nachfolgender Abscheidung von CO₂. Verbrannt wird anschließend der Wasserstoff. Verbrennungsprodukt ist Wasser.
- Abscheidung bei Oxyfuel-Verbrennung: Erzeugung eines aus CO₂ und H₂O bestehenden Abgases durch Nutzung von reinem Sauerstoff als Brenngas. CO₂ kann durch Auskondensation des Wasserdampfes abgeschieden werden.
- Abscheidung aus Industrieprozessen: Abscheidung aus Prozessströmen zur Reinigung eines Produktstrom von CO₂. Zum Beispiel: Reinigung von Erdgas.

Je nach Prozess, Betriebsbedingungen und Abgaszusammensetzung werden unterschiedliche Abscheidetechnologien eingesetzt. Die Abscheidetechnologien lassen sich in vier Kategorien einteilen: Absorptionsprozesse, Adsorptionsprozesse, Membranprozesse und kryogene Stofftrennung. Für die Abscheidung aus Prozessströmen und vor beziehungsweise nach der Verbrennung ist die Trennaufgabe die Abtrennung von CO₂ aus einem Gasgemisch. Bei Prozessen mit Oxyfuel-Verbrennung liegt die Trennaufgabe in der Abtrennung von Sauerstoff aus Luft. CO₂ wird anschließend durch Auskondensation von Wasser aus dem Abgas abgeschieden.

Absorptionsprozesse basieren auf chemischen oder physikalischen Lösemitteln und werden großtechnisch bei der CO₂-Abtrennung aus Prozessströmen und vor beziehungsweise nach der Verbrennung eingesetzt. Die Aminwäsche ist ein Vertreter der Chemisorption. Der Selexol™-Prozess ein kommerzieller Vertreter der Physisorption. Eine detaillierte Technologieübersicht der CO₂-Abscheidung ist dem IPCC-Bericht [99] zu entnehmen.

CO₂-Abscheidung mittels chemischer Absorption/Desorption

Bei der CO₂-Wäsche wird das Rauchgas durch eine Absorberkolonne, geleitet. Dabei reagiert CO₂ mit dem Waschmittel und geht eine chemische Bindung ein. Das beladene Waschmittel wird in eine Desorptionskolonne geleitet. Die Desorption erfolgt durch eine Temperaturerhöhung. Der Hauptenergiebedarf der chemischen Wäsche fällt in Form von thermischer Energie an, die technisch durch Dampf bereitgestellt wird [99]. Kuramochi et al. [73] legen dar, dass die Nachrüstung bestehender Anlagen im Zementsektor mit CO₂-Wäschen mit geringem technischen Risiko verbunden ist. Die thermische Energie für die Waschmittelregeneration kann jedoch nicht durch Abwärmenutzung bereitgestellt werden, sondern muss zusätzlich erzeugt werden.

CO₂-Abscheidung mittels Physisorption

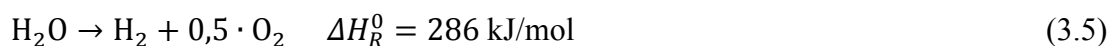
Im Selexol™-Prozess wird das CO₂ physikalisch unter Druck an die Absorptionsflüssigkeit gebunden und durch diese aus dem Prozess geführt. Die Regeneration erfolgt durch Entspannung der mit CO₂ beladenen Absorptionsflüssigkeit. Die reine Absorptionsflüssigkeit wird wieder auf den Prozessdruck des Absorbers komprimiert. Dies erfolgt in der Regel durch elektrisch angetriebene Pumpen [102]. Die Mindestkonzentration an CO₂ im Gasstrom beträgt ca. 20 % [103].

CO₂-Abscheidung mittels chemischer Adsorption

Die Abscheidung von CO₂ aus der Luft ermöglicht die Schließung des Kohlenstoffkreislaufes. Die Firma Climeworks hat ein System entwickelt, das auf der chemischen Adsorption von CO₂ an ein festes Sorbent basiert. Die Regeneration des Sorbents erfolgt durch Erwärmung auf 95 °C [72], [104].

3.3 Elektrolyse

Alkalische Elektrolyse, Protonen-Austausch-Membran-Elektrolyse (PEM) und Festoxidelektrolyse (SOEC) sind drei bekannte Elektrolysetechnologien. Als Wasserelektrolyse wird die elektrochemische Spaltung von Wasser (Gleichung (3.5)) bezeichnet. Mithilfe elektrischer Energie wird Wasser in ein ladungsausgeglichenes Molekül und ein Ion gespalten.



Bei der alkalischen Elektrolyse entstehen an der Kathode H₂ und OH⁻-Ionen, die über einen flüssigen alkalischen Elektrolyten und ein Diaphragma zur Anodenseite geleitet werden. Hier entsteht aus den OH⁻-Ionen Wasser und O₂. Bei der PEM-Elektrolyse reagiert Wasser zu O₂ und H⁺-Ionen, die über eine Membran und einen festen sauren Elektrolyten auf die Kathodenseite transportiert werden. Dort entsteht unter Elektronenaufnahme H₂ [105], [106].

Alkalische Elektrolyseure werden großtechnisch eingesetzt. Der Teillastbetriebsbereich ist limitiert auf 10 % bis 40 % der Nennlast [105]. Dieser Bereich ist durch Betriebssicherheitsgrenzen und Effizienzeinbußen aufgrund der Diffusion von H₂ in die Sauerstoffzelle bestimmt. Eine dynamische Fahrweise ist durch Hilfsanlagenkomponenten, wie Laugenpumpen oder Druckregelung des Elektrolysesystems, limitiert. Zusätzlich wird das dynamische Verhalten durch mechanische Spannung aufgrund von

Temperaturschwankungen begrenzt [105]. Die Diffusionsvorgänge im Elektrolyseur führen zu einer ineffizienten Ein/Aus-Charakteristik. Der flüssige Elektrolyt bedingt hohe ohmsche Verluste, wodurch nur niedrige Stromdichten möglich sind. Alkalische Elektrolyseure eignen sich daher für den Betrieb mit konstanter Stromversorgung [105].

PEM-Elektrolyseure verfügen über Eigenschaften, die auch einen Betrieb mit fluktuierender, zeitlich nicht konstanter Stromversorgung erlauben. Der Teillastbereich reicht bis auf unter 5 % der Nennlast. Die niedrige Wärmekapazität des Elektrolyten erlaubt schnelle Lastwechsel. Hohe Stromdichten und Überlastfähigkeit sind weitere Eigenschaften eines PEM-Elektrolyseurs [105], [106]. Typische Betriebsbedingungen und eine Prognose für eine langfristige Technologieweiterentwicklung sind in Tabelle 3.3 zusammengefasst.

Tabelle 3.3: Typische und prognostizierte Betriebsparameter für alkalische und PEM-Elektrolyse nach [105].

Parameter	Alkalische Elektrolyse		PEM Elektrolyse	
	Stand der Technik	Langfristig	Stand der Technik	Langfristig
Zelltemperatur	60 - 80 °C	60 - 90 °C	50 - 90 °C	60 - 80 °C
Zelldruck	< 30 bar	bis 60 bar	< 100 bar	bis 100 bar
Spezifischer	4,5 - 7,0	4,3 - 5,7	4,5 - 7,5	4,1 - 4,8
Systemenergieverbrauch	kWh/Nm ³	kWh/Nm ³	kWh/Nm ³	kWh/Nm ³
Teillastbereich	20 - 40 %	10 - 20 %	0 - 10 %	0 - 5 %
Lebensdauer	bis 90.000 h	bis 90.000 h	< 20.000 h	bis 60.000 h

Bei der Festoxidelektrolyse, werden feste Elektrolyte verwendet, die meist aus Zirconiumdioxid gefertigt sind. Der Ionenaustausch bei der SOEC erfolgt über O²⁻-Ionen. SOECs werden bei Temperaturen im Bereich von 500 - 1000 °C betrieben [106], [107], [108], [109]. Der hohe Temperaturbereich bedingt, dass Wasser dampfförmig vorliegt. Damit kann die Verdampfungsenthalpie, die bei der Niedertemperaturelektrolyse von flüssigem Wasser elektrisch aufgebracht werden muss, eingespart werden [110]. Dies erfordert die Dampfbereitstellung durch interne Wärmerückgewinnung oder einen benachbarten exothermen Prozess. Abbildung 3.2 veranschaulicht die mögliche Energieeinsparung bei der Hochtemperaturelektrolyse.

Der theoretisch minimale Energieaufwand der Elektrolyse entspricht ihrer Reaktionsenthalpie ΔH_R . Diese kann nach Gleichung (3.6) berechnet werden [109].

$$\Delta H_R = \Delta G_R + T \cdot \Delta S \quad (3.6)$$

Die freie Reaktionsenthalpie ΔG_R entspricht dem minimal hinzuzuführenden elektrischen Energiebedarf der Elektrolyseureaktion und lässt sich über Gleichung (3.7) in eine Spannung umrechnen. Diese Spannung wird als Standardpotential U_0 bezeichnet und ist die theoretisch minimale Spannung.

$$U_0 = -\frac{\Delta G_R}{z \cdot F} \quad (3.7)$$

$z = 2$ ist die Wertigkeit der Elektrolyseureaktion und F die Faraday-Konstante. Die Differenz zwischen Reaktionsenthalpie und freier Reaktionsenthalpie muss als Wärme hinzugefügt werden und entspricht $T \cdot \Delta S$. Soll die Elektrolyse nur mit elektrischer Energie betrieben werden, entspricht die Reaktionsenthalpie der zuzuführenden elektrischen Energie. Die entsprechende Spannung berechnet sich nach Gleichung (3.8) und wird als thermoneutrale Spannung U_H bezeichnet.

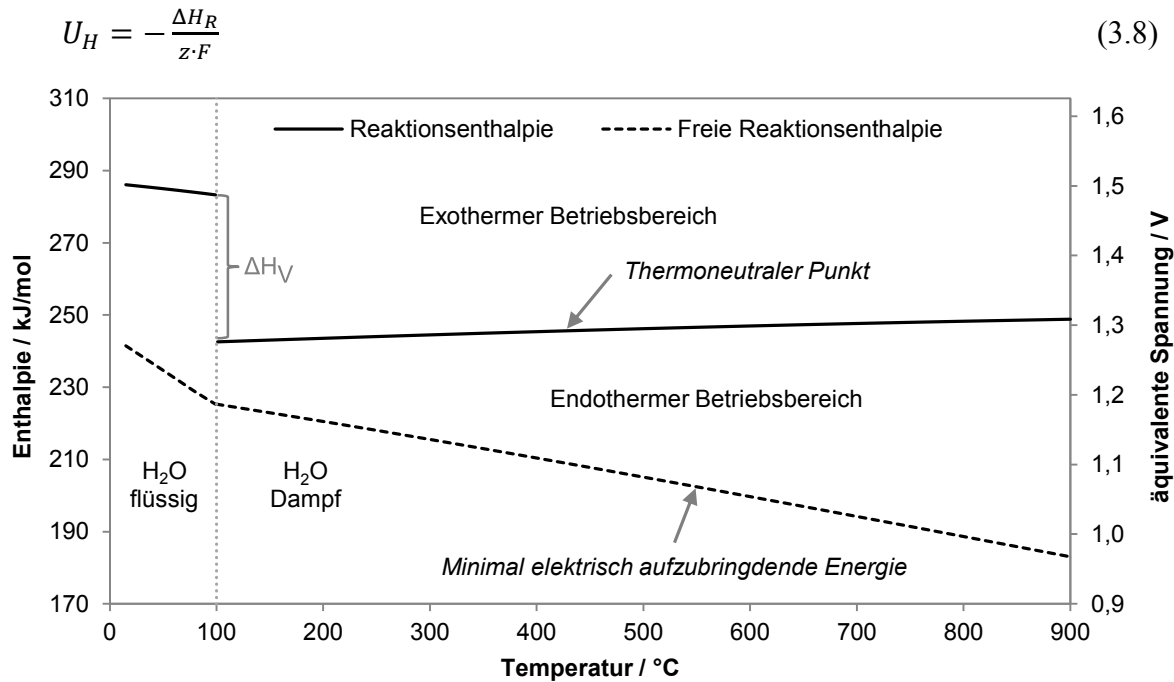


Abbildung 3.2: Temperaturabhängigkeit der Reaktionsenthalpie und freien Reaktionsenthalpie der Wasser-/Dampfelektrolyse (berechnet mit Aspen Plus®).

Es ergeben sich für den SOEC-Betrieb drei Betriebsfenster:

- Endothermer Betrieb: Die Betriebsspannung liegt zwischen dem Standardpotential und der thermoneutralen Spannung.
- Thermoneutraler Punkt: Die Betriebsspannung entspricht der thermoneutralen Spannung.
- Exothermer Betrieb: Die Betriebsspannung liegt höher als die thermoneutrale Spannung.

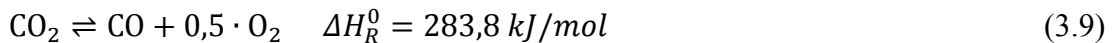
Im endothermen Betriebsbereich wird die Reaktionsenthalpie in Form von elektrischer Arbeit und Wärme hinzugefügt. Es ist daher eine Wärmequelle, die den Wärmeübertrag bei Betriebstemperatur realisiert, notwendig. Sollte eine solche Wärmequelle, im Idealfall als nichtgenutzte Abwärme, verfügbar sein, ließe sich H₂ bei hohen elektrischen Effizienzen erzeugen [110]. Der thermoneutrale Punkt entspricht dem Punkt, bei dem die zugeführte elektrische Arbeit gerade die notwendige Reaktionsenthalpie der Elektrolyse aufbringt [110]. Im exothermen Betrieb übersteigt die zugeführte elektrische Energie den Energiebedarf. Die nicht benötigte elektrische Energie wird in Wärme umgewandelt [110]. Die Betriebsfenster sind nicht frei wählbar. So hängt die anzulegende Betriebsspannung stark von den Widerständen und damit von der Stromdichte ab [107]. Ein endothermer Betrieb ist somit nur bei geringen Stromdichten erreichbar. Dadurch sind aber nur geringe Umsätze erzielbar. Die zu wählende Betriebsspannung hängt vom gewünschten Umsatz, Zellenmaterial, Zellenaufbau, Eintrittszusammensetzung, Betriebstemperatur, Betriebsdruck und den Kosten ab [109]. Neben der Dampfelektrolyse können SOECs auch im Co-Elektrolysemodus betrieben werden. Die Co-Elektrolyse ist die Elektrolyse von H₂O und CO₂ zu H₂ und CO und damit die direkte Erzeugung von Synthesegas [107]. Die hohen Betriebstemperaturen limitieren das dynamische Verhalten, da Laständerungen Temperaturänderungen induzieren, die in mechanischen Spannungen enden können. Aktuelle SOECs erlauben keinen schnellen Ein/Aus-Betrieb [105]. Ein Betrieb mit konstanter Stromversorgung wird daher empfohlen.

In den letzten Jahren wurde die Forschung auf dem Gebiet der Hochtemperaturelektrolyse mit Festoxidelektrolyseuren intensiviert [111]. Die Firma Sunfire arbeitet an der Kommerzialisierung von Hochtemperaturelektrolyseuren [112], jedoch sind großtechnische Anlagen beim derzeitigen Stand der Technik noch nicht absehbar. Ein Forschungsschwerpunkt ist die Vermeidung von Degradation der Zellen bei hohen Stromdichten um hohe Umsätze bei Langzeitbetrieb zu gewährleisten [18]. Die Entwicklungsziele für das Jahr 2020 sind eine Lebensdauer von 10 Jahren und eine Systemkapazität von $300 \text{ Nm}^3_{\text{H}_2}/\text{h} \cong 900 \text{ kW}$ [113].

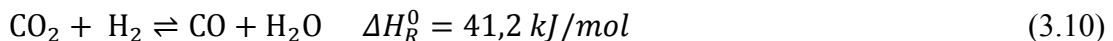
3.4 Synthesegaserzeugung

Für die nachfolgende Fischer-Tropsch-Synthese (vgl. Abschnitt 3.5) wird ein Synthesegas bestehend aus Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff benötigt. In konventionellen Verfahren (siehe Kapitel 2.3) werden bei gasförmigen kohlen- und wasserstoffhaltigen Rohstoffen Reformierungstechnologien eingesetzt [20], [29]. Beim PTL-Verfahren wird als Kohlenstoffquelle CO_2 verwendet. Ziel der Synthesegaserzeugung beim PTL-Verfahren ist die Herstellung eines spezifikationsgerechten Synthesegases mit möglichst geringen Energieverlusten.

CO_2 ist ein sehr stabiles Molekül mit einer freien Standardbildungsenthalpie von $\Delta G_f^0 = -394,3 \text{ kJ/mol}$ [114]. Daher ist für die chemische Umwandlung von CO_2 ein erheblicher Energieaufwand notwendig. Außerdem sind effektive Reaktionsbedingungen, hochaktive Katalysatoren und hohe Temperaturen vorteilhaft. Weiterhin ist die Verwendung eines reaktionsfreudigen Koreaktanten sinnvoll um den Energiebedarf zu reduzieren [114]. Für die endotherme Umwandlung von CO_2 in CO und O_2 ist eine Standardreaktionsenthalpie von $\Delta H_R^0 = 238,8 \text{ kJ/mol}$ aufzubringen (siehe Gleichung (3.9)).



Wird CO_2 mit dem reaktionsfreudigeren H_2 als Koreaktant kombiniert, sinkt die notwendige Standardreaktionsenthalpie auf $\Delta H_R^0 = 41,2 \text{ kJ/mol}$ (siehe Gleichung (3.10)).

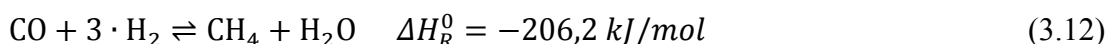
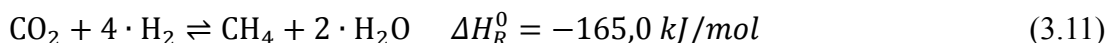


Diese Reaktion wird als reverse Wassergas-Shift-Reaktion bezeichnet [115], [116].

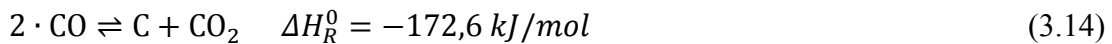
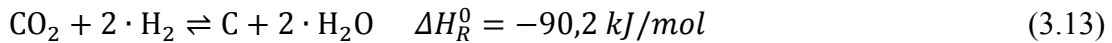
Neben dieser Reaktion werden aktuell noch andere Technologien untersucht. Ein Beispiel ist die Plasmaphotokatalyse, bei der CO_2 über einen in einem Plasma befindlichen Katalysator geleitet und in CO und O_2 gespalten wird [117]. Da sich diese Technologie jedoch noch in einem frühen Entwicklungsstadium befindet, konzentriert sich diese Arbeit auf die reverse Wassergas-Shift-Reaktion.

3.4.1 Reverse Wassergas-Shift-Reaktion

Die Umwandlung von CO_2 zu CO (siehe Gleichung (3.10)) ist eine heterogen katalysierte endotherme Reaktion. Kommerzielle Katalysatoren basieren auf Nickel. Untersuchungen an auf Aluminium basierenden Katalysatoren wurden ebenfalls durchgeführt [116]. Neben der gewünschten Hauptreaktion (3.10) können noch die Nebenreaktionen Sabatier-Reaktion (3.11) und Methanisierung (3.12) ablaufen [115].



Außerdem kann es durch die Bosch- (3.13) oder Boudouard- (3.14) Reaktion zur Verkokung kommen [115].



Die Berechnung des thermodynamischen Gleichgewichtes in Abbildung 3.3 zeigt, dass der CO_2 -Umsatz und die Produktzusammensetzung stark von der Temperatur abhängen. Eine Betriebstemperatur von mindestens 750°C ist notwendig, um eine Methanisierung zu vermeiden. Durch die Druckabhängigkeit der Methanisierung steigt der Methangehalt mit dem Druck an. Im Vergleich zur Temperaturabhängigkeit ist die Druckabhängigkeit der Produktzusammensetzung gering.

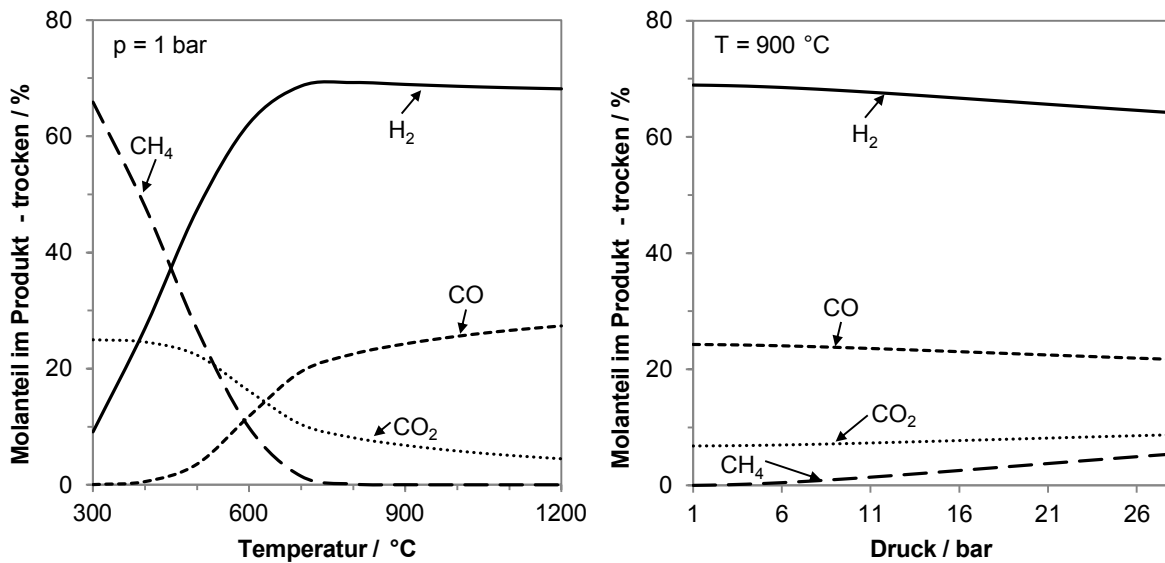


Abbildung 3.3: Temperatur- und Druckabhängigkeit der Gleichgewichtszusammensetzung nach Wasserabscheidung; Eintrittszusammensetzung: $x_{\text{H}_2} = 0,75$, $x_{\text{CO}_2} = 0,25$.

Experimentelle Untersuchungen haben gezeigt, dass bei Betriebstemperaturen im Bereich von 900°C nahezu Gleichgewichtsumsatz erzielt wird [115], [118]. Derzeit existieren keine kommerziellen RWGS-Reaktoren. Laboruntersuchungen werden in Festbettrohrreaktoren durchgeführt [118].

Boudouard-Sicherheitsfaktor (Boudouard Safety Factor)

Aufgrund der beiden Nebenreaktionen, Bosch- (3.13) und Boudouard- (3.14) Reaktion, kann es im RWGS-Reaktor zu Koksbildung kommen. Der Boudouard Safety Faktor (BSF) wurde von Melman et al. [119] als Maß des thermodynamischen Potentials der Koksbildung durch die Boudouard-Reaktion in einem System eingeführt. Er kann als Abstandsmaß von dem Punkt, bei dem für die Boudouard-Reaktion unter Gleichgewichtsbedingungen Verkokung entsteht, verstanden werden. Der BSF berücksichtigt die Boudouard-Reaktion und wurde definiert als:

$$\text{BSF} = \frac{y_{\text{CO}_2}}{y_{\text{CO}}^2} \cdot \frac{1}{p} \cdot K(T) \quad \text{mit} \quad K(T) = e^{-\frac{\Delta G_R^0(T_0)}{RT_0} - \frac{\Delta H_R^0(T_0)}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right)} \quad (3.15)$$

Dabei sind y_{CO_2} und y_{CO} die Molanteile der Stoffe CO_2 beziehungsweise CO . p repräsentiert den Betriebsdruck des RWGS-Reaktors. $K(T)$ ist die temperaturabhängige Gleichgewichtskonstante bei Betriebstemperatur T , die mittels freier Standardreaktionsenthalpie ΔG_R^0 ,

Standardreaktionsenthalpie ΔH_R^0 , idealer Gaskonstante R und Standardtemperatur $T_0 = 298,15 \text{ K}$ berechnet wird. Je höher der BSF ist, desto geringer ist die Wahrscheinlichkeit einer Verkokung [119]. Da die Reaktionen (3.13) und (3.14) bei hohen Temperaturen thermodynamisch nicht favorisiert werden, wurde $\text{BSF} = 2$ festgelegt [65].

3.4.2 Reformierung

Die aktuell kommerziell eingesetzten Reformierungstechnologien von Kohlenwasserstoffen lassen sich in drei Kategorien einteilen: Dampfreformierung, partielle Oxidation und autothermische Reformierung [20].

Bei der Dampfreformierung wird in der Regel Erdgas über einen nickelbasierten Katalysator unter Dampfzugabe in H_2 , CO und CO_2 umgesetzt. Die Dampfreformierung (Umkehrreaktion der Methanisierung (3.12)) ist endotherm. Die benötigte Wärme wird großtechnisch über die externe Verbrennung von Erdgas erzeugt. Bei der Dampfreformierung wird üblicherweise ein wasserstoffreiches Synthesegas ($r_{\text{H}_2/\text{CO}} \approx 5$) erzeugt. Im technischen Einsatz liegt die Betriebstemperatur zwischen $820 \text{ }^\circ\text{C}$ und $880 \text{ }^\circ\text{C}$, der Betriebsdruck im Bereich von $p = 20 \text{ bar}$ bis $p = 25 \text{ bar}$ [20], [29].

Bei der partiellen Oxidation wird Erdgas mit einem Oxidationsmittel (Luft oder O_2) und gegebenenfalls Dampf vermischt und unter hoher Temperatur – Temperaturbereich zwischen $1300 \text{ }^\circ\text{C}$ und $1400 \text{ }^\circ\text{C}$ – partiell oxidiert. Die Wärme wird durch eine teilweise interne Verbrennung bereitgestellt. Das Synthesegas weist ein H_2/CO -Verhältnis von $r_{\text{H}_2/\text{CO}} \approx 1,6 - 1,9$ auf [20].

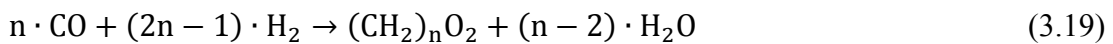
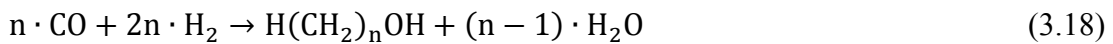
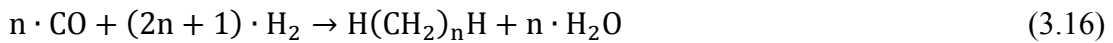
Ein Erdgas-, Oxidationsmittel- (Luft oder O_2) und Dampfgemisch wird bei der autothermischen Reformierung in einem ersten Schritt teilweise verbrannt. Dadurch wird die Temperatur erhöht und die für die Reformierung benötigte Wärme bereitgestellt [20], [120]. In einem zweiten Schritt wird das entstandene Gas über einen Katalysator geleitet um die Umwandlung zu Synthesegas abzuschließen. Das Synthesegas weist ein H_2/CO -Verhältnis von $r_{\text{H}_2/\text{CO}} \approx 2,2 - 2,3$ auf [20], [120].

3.5 Fischer-Tropsch-Synthese

Die Fischer-Tropsch-Synthese wurde in den 1920-iger Jahren von Franz Fischer und Hans Tropsch entwickelt. 1935 wurde der erste industrielle FT-Reaktor in Betrieb genommen um die Abhängigkeit Deutschlands von Rohölimporten zu reduzieren [29], [32]. Nach dem Zweiten Weltkrieg wurde die FT-Synthese in Südafrika weiterentwickelt und wird dort kommerziell eingesetzt. Heutzutage rückt die FT-Synthese als eine Technologie, die die Herstellung synthetischer Kraftstoffe aus nahezu jeder Kohlenstoff- und Wasserstoffquelle erlaubt, wieder in den Fokus von Wissenschaft und Industrie [20], [29], [121].

Die FT-Synthese ist eine exotherme heterogen katalysierte Reaktion, die Synthesegas in langkettige Moleküle umwandelt. Die FT-Synthese ist eine Polymerisationsreaktion, bei der die Monomere, zum Beispiel Methylene ($-\text{CH}_2-$), in-situ an der Katalysatoroberfläche durch die gasförmigen Edukte Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff produziert werden [29]. In der Literatur wird daher von dreistufigen parallel ablaufenden Reaktionsmechanismen ausgegangen [20], [29]. Zuerst wird ein Kettenstartmolekül generiert, dann erfolgen das Kettenwachstum und zuletzt der Kettenabbruch und die Desorption vom Katalysator [29]. Steynberg et al. diskutieren verschiedene Reaktionsmechanismen detailliert [29].

Das Produkt der Fischer-Tropsch-Synthese ist ein Gemisch vieler einzelner Verbindung, in der Regel bestehend aus Alkanen, Alkenen, Alkoholen und Carbonsäuren [29]. Die Zusammensetzung des Produktes kann in Abhängigkeit der Reaktionsbedingungen und des eingesetzten Katalysators stark variieren. Vereinfacht kann die FT-Synthese durch folgende vier Reaktionsgleichungen für die Synthese von Alkanen (3.16), Alkenen (3.17), Alkoholen (3.18) und Carbonsäuren (3.19) dargestellt werden [20]. Die Standardreaktionsenthalpie wird mit $\Delta H_R^0 = -152,0 \text{ kJ/mol}$ angegeben [32].



Je nach gewünschtem Hauptprodukt wird die FT-Synthese bei hohen Temperaturen (Hochtemperatur-FT-Synthese, 320 - 350 °C) oder niedrigen Temperaturen (Niedertemperatur-FT-Synthese, 190 - 250 °C) durchgeführt [20], [29]. Für Hoch- und Niedertemperatursynthese kommen jeweils zwei Reaktortypen zum Einsatz [122]. Typische Betriebsbedingungen der Hoch- und Niedertemperatursynthese, sowie der Reaktortypen sind für die spätere Auswahl der Prozessbedingungen in Tabelle 3.4 zusammengefasst.

Tabelle 3.4: Zusammenstellung der industriell eingesetzten Reaktortypen für die Fischer-Tropsch-Synthese [29], [32], [122].

Parameter	Hochtemperatur-FT-Synthese		Niedertemperatur-FT-Synthese	
	Zirkulierende Wirbelschicht	Stationäre Wirbelschicht	Festbett (Rohrbündelreaktor)	Suspensionsreaktor (Blasensäule)
Betriebs-temperatur	320 - 350 °C		220 - 250 °C	
Betriebs-druck	1 - einige Dutzend bar			
Katalysator-art	Eisen		Eisen, Kobalt	
Phasen	2 Phasen, Gasförmig, Fest	2 Phasen, Gasförmig, Fest	3 Phasen, Gasförmig, Flüssig, Fest	3 Phasen, Gasförmig, Flüssig, Fest
Reaktor-größe	8.000 bbl/d	20.000 bbl/d, ~ 11 m Durchmesser	8.000 bbl/d, ~ 3 - 5 cm Einzelrohrdurchmesser, 5.000 - 10.000 Rohre	20.000 bbl/d, ~ 5 m Durchmesser, 22 m Höhe

Da es sich bei der FT-Synthese um eine Polymerisations- beziehungsweise Oligomerisierungsreaktion handelt, entstehen die jeweiligen homologen Reihen der einzelnen Stoffklassen [29]. Der Massenanteil (w_n) der einzelnen Spezies im Produkt kann dabei näherungsweise durch eine Anderson-Schulz-Flory Verteilung (ASF) mit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit (α) beschrieben werden [20], [29], [123]:

$$w_n = \frac{(1-\alpha)^2}{\alpha} \cdot \alpha^n \cdot n \quad (3.20)$$

n gibt die Anzahl der Kohlenstoffatome im einzelnen Molekül an.

Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit gibt dabei die Wahrscheinlichkeit an, mit der ein weiteres Monomer in eine wachsende Kohlenstoffkette eingebaut wird. Alternativ kommt es zum Abbruch des Kettenwachstums auf der Katalysatoroberfläche [124]. Abbildung 3.4 veranschaulicht exemplarisch die Produktverteilung für n-Alkane bei einer Kettenwachstumswahrscheinlichkeit von $\alpha = 0,85$. Typische Werte für α liegen im Bereich von $\alpha = 0,70$ bis $\alpha = 0,95$ [29]. Neben der ASF werden in der Literatur weitere Produktverteilungen diskutiert [125], [126]. Diese Arbeit beschränkt sich auf die Anwendung der ASF-Verteilungsvorschrift.

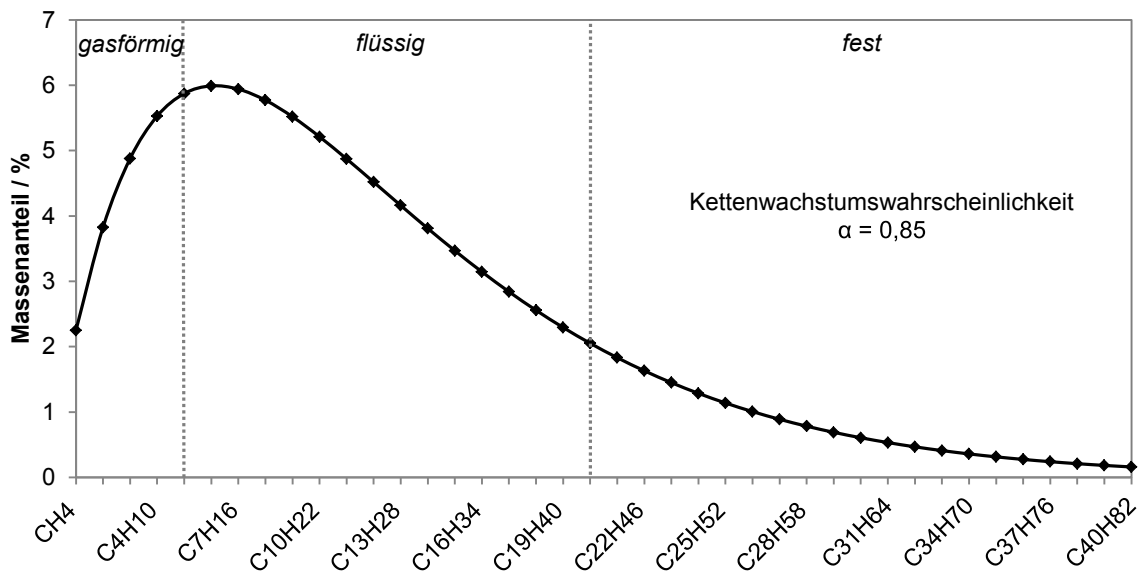


Abbildung 3.4: Exemplarische Darstellung der Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese nach der ASF.

Abbildung 3.5 veranschaulicht die Zunahme schwerer n-Alkane mit zunehmender Kettenwachstumswahrscheinlichkeit. Es wird deutlich, dass für die Vermeidung der Produktion von gasförmigen Produkten hohe Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten vorteilhaft sind. Feststoffe mit langen Kettenlängen können durch Hydrocracken in die flüssige Phase überführt werden und damit die Produktausbeute an flüssigem Produkt erhöhen (vergleiche Kapitel 3.6.2 und [20]).

Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit aber auch die Stoffklassenart hängen von der Feedzusammensetzung, den Betriebsbedingungen und dem Katalysortyp ab. Technisch von Bedeutung sind Eisen- und Kobaltkatalysatoren. Eisenkatalysatoren kommen bei Hoch- und Niedertemperatursynthesen zum Einsatz während Kobaltkatalysatoren nur bei der Niedertemperatursynthese eingesetzt werden (siehe Tabelle 3.4). Die Vielzahl der Variablen, die Einfluss auf die exakte Produktverteilung haben, erlaubt keine exakten Aussagen bezüglich der Katalysatorart und einzustellenden Betriebsbedingungen für eine gewünschte Produktverteilung. Tabelle 3.5 zeigt allgemeine Tendenzen des Zusammenhangs von Produktverteilung, Katalysatorart und Betriebsbedingungen.

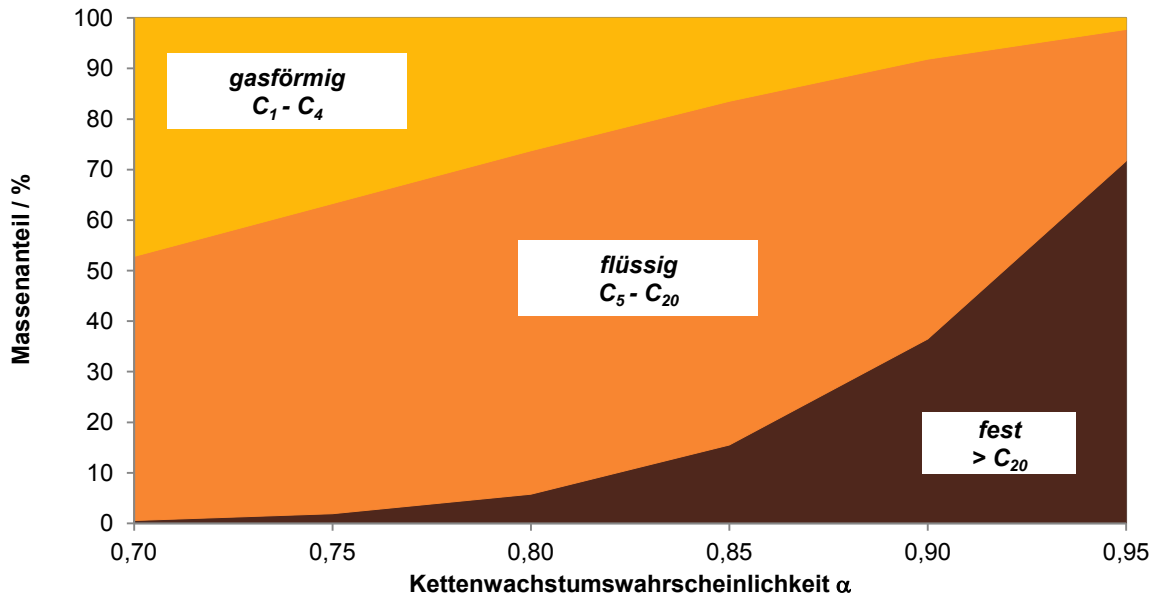


Abbildung 3.5: Produktverteilung nach Aggregatzuständen in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit.

Tabelle 3.5: Allgemeine Tendenzen des Zusammenhangs von Produktverteilung, Katalysatorart und Betriebsbedingungen nach [127], [128], [129].

Parameter	Eisenkatalysator	Kobaltkatalysator
Synthesetyp	Hochtemperatur	Niedertemperatur
Produktverteilung	Hohe Gasausbeute, wenig langkettige Produkte	Langkettige Produkte, Wachse
Hauptprodukte	Alkene (~ 60 %)	n-Alkane (> 60 %)
Nebenprodukte	n-Alkane (~ 20 %) Aromaten (~ 5 %) Oxygenate (~ 15 %)	Alkene (> 20 %) Oxygenate (~ 15 %)
Kommerzielle Zielprodukte	Benzin, Chemikalien	Diesel, Schmieröle
Sonstiges	Vielzahl an Promotoren möglich	Vielzahl an Promotoren möglich
		Höherer Kohlenstoffumsatz, Robustheit, Aktivität Vielzahl an Promotoren

Die aktuelle Forschung und Weiterentwicklung der Fischer-Tropsch-Synthese fokussiert sich auf die Prozessintensivierung durch Mikroreaktoren und die Weiterentwicklung von Katalysatoren zur Selektivitäts- und Aktivitätsverbesserung [130].

3.6 Produktaufbereitung

Die Produktauftrennung und -aufbereitung ist bei Fischer-Tropsch-Anlagen in zwei Verfahrensschritte geteilt: zum einen die sogenannte Gas Loop, die die Produktauftrennung in Syncrude und Restgas inklusive eines optionalen Rückflusssystem darstellt [20], [29]. Zum anderen die Raffination des Syncrudes zu nutzbaren Endprodukten. Diese können spezifikationsgerechte Kraftstoffe oder Chemikalien [20] sein.

3.6.1 Gas Loop

Das Gas Loop Design lässt sich in zwei Kategorien einteilen:

- Offenes Gas Loop Design
- Geschlossenes Gas Loop Design

Beim offenen Gas Loop Design wird das abgetrennte Restgas nicht zurückgeführt [20]. Das Restgas besteht üblicherweise aus den nicht umgesetzten Edukten H_2 und CO , den Nebenprodukten CO_2 , CH_4 , Spuren höherer Kohlenwasserstoffe und inerten Komponenten, wie N_2 . Das Restgas kann in einem nachgeschalteten Prozess für die Stromproduktion genutzt werden [20], [29]. Ein offenes Gas Loop Design wird eingesetzt, wenn der Synthesegasumsatz im FT-Reaktor sehr hoch ist, das Synthesegas mittels luftbetriebenen Reformern erzeugt wird, die FT-Anlage als Koproduktionsanlage zur Kraftstoff- und Stromerzeugung ausgelegt ist oder die Synthesegasproduktion, bei gleichzeitig kostenintensiver Gas Loop, günstig ist [20], [29].

Beim geschlossenen Gas Loop Design wird das Restgas nach der Abtrennung der Hauptprodukte zurückgeführt und innerhalb der Anlage wiederverwendet [20]. Abbildung 3.6 zeigt ein schematisches Fließbild des geschlossenen Gas Loop Designs. Dabei kann die Rezyklierung eines Anteils des Restgases direkt zum Fischer-Tropsch-Reaktor erfolgen. Dies hat zwei Gründe: zum einen die Erhöhung des Gesamtumsatzes und zum anderen zur Verdünnung des Synthesegases, um ein thermisches Durchgehen der Reaktion zu vermeiden [29]. Ein anderer Teil des Restgases kann in einer Restgasweiterverarbeitung zu Synthesegas umgewandelt werden. Ein Beispiel ist die Reformierung des Nebenproduktes CH_4 zu Synthesegas [20]. Dieser sogenannte externe Rückfluss wird dem frischen Synthesegas zugemischt. Dadurch wird der Gesamtumsatz hin zu den Hauptprodukten erhöht [20], [29].

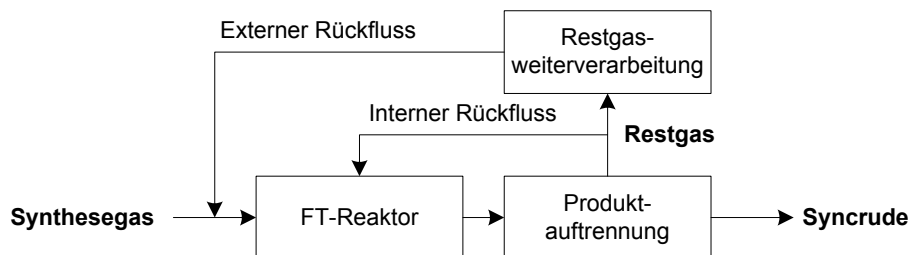


Abbildung 3.6: Geschlossenes Gas Loop Design mit Darstellung des internen und externen Rückflusstromes nach de Klerk [20].

Die Ausführung der Restgasweiterverarbeitung und der Produktauftrennung erfolgt iterativ in Abhängigkeit des gewünschten Produktspektrums und den ökonomischen Randbedingungen [20]. Generell wird die Produktauftrennung durch schrittweise Abkühlung und Auskondensation des FT-Produktstromes realisiert [20]. Bei der Niedertemperatursynthese wird nur der gasförmige FT-Produktstrom der Produktauftrennung zugeführt, der flüssige wird direkt dem Raffinationsschritt zugeleitet. Bei der Restgasweiterverarbeitung wird das Restgas in seine Einzelkomponenten aufgespalten. Dabei wird zuerst CO_2 abgeschieden. Anschließend werden mittels kryogener Destillation Kohlenwasserstoffe mit Kettenlängen größer C_2 abgetrennt. Als Produktgase entstehen ein CH_4 -Strom und ein synthesegasreicher Strom, in dem H_2 abgetrennt wird. Das CH_4 wird in einem Reformier in Synthesegas umgewandelt [20], [29]. Ein generisches geschlossenes Gas Loop Design für eine Niedertemperatursynthese ist in Abbildung 3.7 dargestellt.

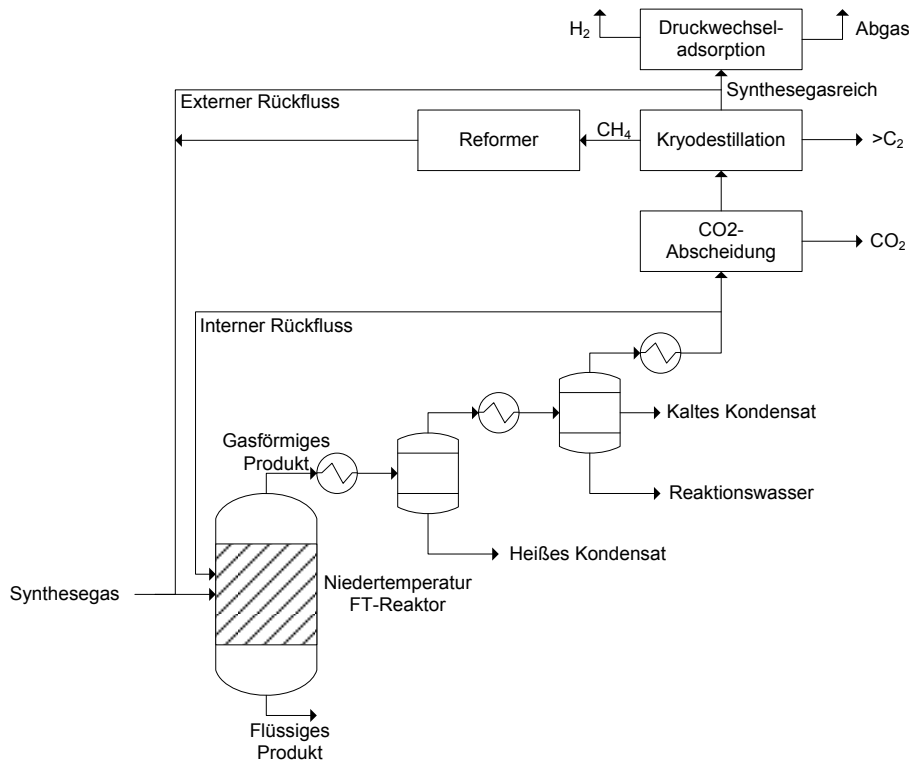


Abbildung 3.7: Vereinfachtes Fließbild einer typischen Produktauftrennung und Restgasweiterverarbeitung bei der Niedertemperatur FT-Synthese nach [20].

3.6.2 Refinement

Unter Refinement versteht man die Veredelung eines Rohmaterials zu nutzbaren und höherwertigen Produkten [20]. Das Design einer Raffinerie und die Auswahl der Refinementstechnologien hängt vom Rohmaterial und den gewünschten Produkten ab [131]. Der Refinerieprozess ist ein technisch ausgereifter Prozess und wird großtechnisch kommerziell eingesetzt. Daher wird hier nur in aller Kürze auf die Besonderheiten bei der Refinement von FT-Syncrude eingegangen.

Die Refinement von FT-Syncrude basiert auf der Kohlenstoffanzahl und nicht, wie bei der Refinement von Erdöl, auf dem Siedebereich [20]. Da FT-Syncrude Alkene und Oxygenate enthalten kann und damit ein reaktives Rohmaterial darstellt, kommen weniger aktive Katalysatoren zum Einsatz. Die stoffliche Zusammensetzung des FT-Syncrudes kann bereits Moleküle enthalten, die als Chemikalien verwendet werden können. Durch geeignete Technologieauswahl können diese Stoffe effizient aufbereitet werden [20].

Wie bei der Refinement von Erdöl kommen auch bei der Refinement von Syncrude unterschiedliche Technologien zum Einsatz, um aus dem Rohprodukt einsetzbare Kraftstoffe zu erzeugen. Zielprodukt dieser Arbeit ist SPK, welches vornehmlich aus Alkanen besteht. Daher fokussiert sich diese Arbeit auf die Verarbeitung des Syncrudes hin zu Alkanen, die dem Kettenlängenbereich von SPK entsprechen. Die Aufbereitungsschritte können sein: Hydrotreating, Hydrocracking oder Hydroisomeration [23], [31].

Die Aufspaltung langkettiger wachsartiger Kohlenwasserstoffe in den Kettenlängenbereich C₈ bis C₁₇ ist ein entscheidender Schritt der SPK-Produktion [31]. Daher konzentriert sich diese Arbeit auf das Hydrocracken. Unter Cracken versteht man die Umwandlung von langkettigen Kohlenwasserstoffen in kurzkettige Kohlenwasserstoffe [131]. Es existieren verschiedene Crackingtechnologien. Beim thermischen Cracken werden unter hoher Temperatur die Molekülbindungen aufgebrochen. Es entstehen aus Alkanen 1-Alkene [20]. Werden

Katalysatoren zum Cracken verwendet, spricht man von katalytischem Cracken. Beim katalytischen Cracken entstehen primär Alkene [20]. Als Hydrocracken wird die katalytische Umwandlung von langkettigen Kohlenwasserstoffen zu kurzkettigen unter Zugabe von Wasserstoff bezeichnet. Hydrocracken erzeugt aus einem Ausgangsgemisch, das hauptsächlich n-Alkane enthält, ein Gemisch aus n- und iso-Alkanen [20]. Beim Hydrocracken kommen Katalysatoren mit einem metallischen und einem sauren aktiven Zentrum zum Einsatz. Die metallische Seite ist sowohl dehydrierend als auch hydrierend aktiv [131]. Die sauren Zentren katalysieren die Crackreaktion. Der Hydrocrackmechanismus lässt sich in drei Schritte zusammenfassen. Zuerst lagert sich ein Alkan an ein metallisches Zentrum an und wird zu einem Alken dehydriert. Es folgt die sauerkatalysierte Crackreaktion. Anschließend werden die Alkene an einem metallischen Zentrum hydriert. Beim Cracken entstehen verzweigte Alkane, die iso-Alkane [20], [131].

4 Grundlagen der techno-ökonomischen Prozessbewertung

Die techno-ökonomische Prozessbewertung ist essentieller Teil jedes verfahrenstechnischen Projektes. Sie erlaubt den Vergleich verschiedener Prozessrouten, Verschaltungsvarianten und eingesetzter Technologien nach technischen und ökonomischen Parametern [132], [133], [134], [135]. Jeder in den Bau und in Betrieb gehenden verfahrenstechnischen Anlage steht die Verfahrensentwicklung vor, auf deren Grundlage die Entscheidung für die Realisierung eines Projektes getroffen wird.

Die Verfahrensentwicklung besteht aus drei Phasen [132]:

- Vorstudie
- Hauptstudie
- Detailstudie

Ziel der Verfahrensentwicklung ist die Konkretisierung auf ein optimales Verfahren und die Entwicklung einer optimalen Verschaltungsvariante. Auf Grundlage der Ergebnisse und Lösungsvorschläge der Verfahrensentwicklung wird die Investitionsentscheidung getroffen [132]. Abbildung 4.1 zeigt das phasenweise Vorgehen bei der Verfahrensentwicklung.

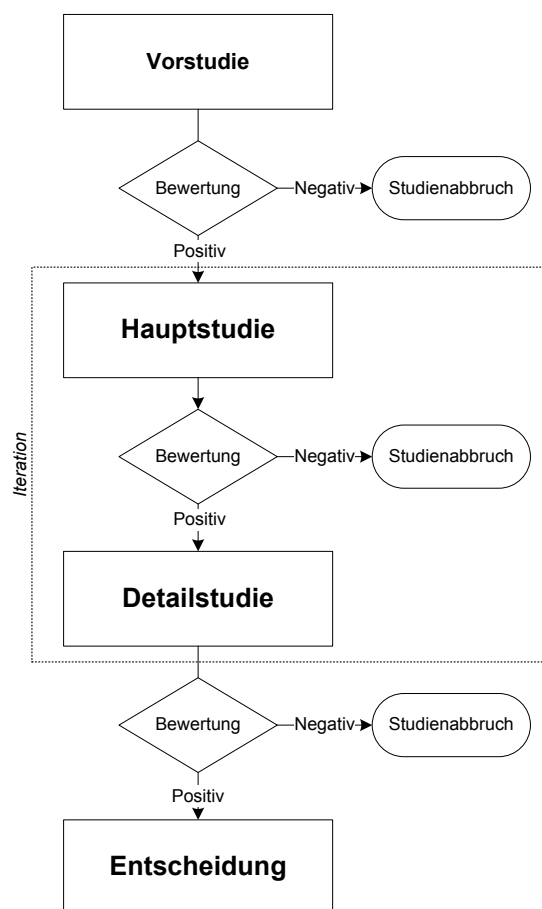


Abbildung 4.1: Arbeitsablauf der Verfahrensentwicklung nach Blass [132].

In der Vorstudie werden die Systemgrenzen und grundsätzlichen Anforderungen definiert. Diese sind beispielsweise Rohstoffpotential, Produktqualität, Reaktionswege und Nebenprodukte. Ziel ist die Abschätzung des wirtschaftlichen Potentials und die Eliminierung von wenig aussichtsreichen Lösungen [132].

Die aus der Vorstudie hervorgegangenen Lösungsansätze werden in der Hauptstudie weiter verfeinert. Das Gesamtkonzept wird festgelegt und die notwendigen Detailstudien definiert. Hierzu werden Fließbildsimulationen und energetische Analysen eingesetzt. Die ökonomischen Kenngrößen werden durch verfahrenstechnische Kostenschätzungen bestimmt [132], [133], [134].

Das Verfahren wird in den Detailstudien weiter konkretisiert und die technischen und ökonomischen Parameter für eine Investitionsentscheidung bestimmt. Je nach erforderlichem Detaillierungsgrad kommen Fließbildsimulationen oder diskrete Modellierungen zum Einsatz. Die verfahrenstechnische Kostenschätzung wird durch eine detaillierte Apparateauslegung mit anschließender Kostenkalkulation verfeinert [132], [135].

Die Eliminierung, Auswahl und Konkretisierung von Verfahrensalternativen und Apparaten erfordert die Bewertung der unterschiedlichen Ansätze im Hinblick auf eine vorher definierte Zielstellung.

4.1 Zielstellung

Die Definition der Zielstellung beziehungsweise die Zielformulierung ist essentieller Bestandteil für die Verfahrensentwicklung. Die Zielformulierung erfordert systemische Überlegungen hinsichtlich technischer, ökonomischer, ökologischer und soziologischer Zielstellungen. Dabei müssen die Ziele lösungsneutral und realistisch definiert werden. Es ist auf eine präzise und verständliche Formulierung zu achten. Unterschieden werden kann in „Muss“-Ziele, die erfüllt werden müssen, und „Wunsch“-Ziele, die optional sind [132].

4.2 Bewertung

Die Durchführung einer Bewertung hat das Ziel, den „Wert“ und die „Güte“ einer Verfahrensvariante zu bestimmen. Eine Bewertung ermöglicht daher die bestmögliche Auswahl aus unterschiedlichen Lösungsvorschlägen [132]. Eine Bewertung muss daher in jeder Phase der Verfahrensentwicklung durchgeführt werden. Ein verfahrenstechnischer Prozess kann nach technischen, ökonomischen, ökologischen und soziologischen Zielen bewertet werden. Aus unternehmerischer Sicht ist die ökonomische Leistungsfähigkeit einer Lösungsvariante das herausstechende Kriterium. Dabei dürfen die technischen Parameter nicht außer Acht gelassen werden [132], [135].

Die ökologische Bewertung orientiert sich an gültigen Grenzwerten und Gesetzen und kann durch eine Lebenszyklusanalyse (engl. Life Cycle Assessment, LCA) erfolgen [136]. Soziologische Aspekte können beispielsweise durch die SEEbalance®, die die Quantifizierung von Sozialkriterien erlaubt, bewertet werden [137]. In dieser Arbeit erfolgt die Bewertung unter technischen und ökonomischen Gesichtspunkten. Da sich die PTL-Technologie im Entwicklungsstadium befindet, ermöglicht die techno-ökonomische Bewertung die gezielte Identifikation ineffizienter Verschaltungen und Verfahrensschritte sowie von Kostentreibern.

Eine Bewertung wird anhand klar definierter Kenngrößen durchgeführt. Im Falle der ökonomischen Bewertung können dies Herstellungskosten, Betriebskosten, Investitionskosten

oder der Gewinn sein. Diese Kenngrößen werden durch eine verfahrenstechnische Kostenschätzung bestimmt. Üblicherweise werden bei ökonomischen Bewertungen monetäre Zahlen verglichen und bewertet. Eine Verfahrensoption, die beispielsweise geringere Herstellungskosten aufweist als eine andere, wird als geeigneter eingestuft [132], [133]. Mit der ökonomischen Bewertung sollen die folgenden Fragestellungen beantwortet werden [132]:

- Welches ist die wirtschaftlichste Alternative der technischen Lösungsvorschläge?
- Führt die Realisierung des Projektes zu einem wirtschaftlichen Erfolg?
- Welche Kapazität ist für eine Anlage notwendig?
- Wann soll das Projekt realisiert werden?

In Abhängigkeit von der Stufe der Verfahrensentwicklung werden zur ökonomischen Bewertung unterschiedliche Detaillierungsgrade und Berechnungsmethoden der verfahrenstechnischen Kostenschätzung eingesetzt. Diese werden in Kapitel 4.4 klassifiziert und beschrieben.

Die technische Bewertung umfasst quantitative und qualitative Kenngrößen [132]. Die thermodynamische Bewertung ist die technische Bewertung hinsichtlich der Massen-, Energie-, Entropie-, und Exergiebilanz [132]. Ihr Einsatz dient der Identifikation von energieintensiven Prozessschritten und deren Bewertung. Anschließend kann auf deren Grundlage eine energetische Optimierung zur Reduktion des Energieverbrauchs durchgeführt werden [138]. In dieser Arbeit wird zur Identifikation und Optimierung des Energieverbrauchs die Pinch-Analyse (siehe Kapitel 4.3) angewandt, da sie eine zuverlässige Abschätzung des Energiebedarfes und möglicher Energieeinsparungen durch interne Wärmenutzung erlaubt.

Die Effizienz ist beispielsweise eine quantitative Kenngröße, die gleichzeitig in einen monetären Parameter überführt werden kann. Als Beispiel sei ein Kompressor genannt, der eine deutlich höhere Effizienz bei nur geringfügig steigenden Investitionskosten gegenüber dem bisher verwendeten aufweist. Dadurch steigen einerseits die Investitionskosten, aber andererseits sinken die Betriebskosten, da weniger Energie verbraucht wird. Als Bewertungsgröße werden schlussendlich die Herstellungskosten herangezogen, da sie sowohl Investitions- als auch Betriebskosten abbilden. Dies zeigt, wie ein technischer Parameter direkt die ökonomischen beeinflusst. Ein weiterer Parameter dieser Art ist der Stoffumsatz. Eine qualitative technische Kenngröße ist zum Beispiel die Produktqualität. Die Bewertung, ob ein Apparat oder ein Verfahren eine technische Spezifikation erfüllt, ist ein essentieller Bestandteil in der Apparat- beziehungsweise Verfahrensauswahl [132].

Die techno-ökonomische Bewertung berücksichtigt technische und ökonomische Eigenschaften. Damit ist eine Gegenüberstellung verschiedener Verfahren nach ihren technischen und ökonomischen Eigenschaften möglich.

4.3 Pinch-Analyse

Die Pinch-Analyse zielt auf die technische Bewertung eines Prozesses durch die Identifikation und Verschaltung von Energieströmen ab. Sie dient der Minimierung der aufzubringenden Wärme- oder Kühlleistung für ein Verfahren [139], [140], [141]. Es werden Temperatur und Enthalpie der abzukühlenden und aufzuwärmenden Ströme erfasst und jeweils in einer zusammengesetzten Kurve aufgetragen. Die Kurve der abzukühlenden Ströme wird dabei als „Hot Composite Curve“ und die der aufzuwärmenden Ströme als „Cold Composite Curve“ bezeichnet [139], [140]. Der Pinch-Point ist der Punkt an dem sich beide Kurven für eine gegebene Temperaturdifferenz am engsten nähern [141]. Daraus lässt sich die

maximal mögliche intern übertragbare Energiemenge sowie die mindestens notwendige Kühl- bzw. Wärmeleistung bestimmen. Ausgehend von den Composite Kurven wird ein Wärmetauschernetzwerk konstruiert [140]. Die Optimierung des Wärmetauschernetzwerkes erfolgt nach techno-ökonomischen Gesichtspunkten. Eine wichtige Größe ist hierbei die minimal zulässige Temperaturdifferenz zwischen heißem und kaltem Strom am Pinch-Point. In dieser Arbeit wird diese Temperatur durch die eine Optimierung hinsichtlich geringster Kosten durchgeführt. Eine vorgenommene Verschaltung eines heißen mit einem kalten Strom muss aus technischer Sicht durchführbar sein. Die optimale technisch realisierbare Verschaltung wird anhand der geringsten Kosten, zusammengesetzt aus einem Investitionskostenanteil und einem Betriebskostenanteil, bestimmt [141].

4.4 Einteilung und Inhalt der verfahrenstechnischen Kostenschätzung

Die ökonomische Prozessbewertung basiert auf der verfahrenstechnischen Kostenschätzung. Durch eine verfahrenstechnische Kostenschätzung werden die Investitions-, Betriebs- und Herstellungskosten ermittelt. Detaillierungsgrad und Umfang von verfahrenstechnischen Kostenschätzungen kann der Association for the Advancement of Cost Engineering (AACE) folgend in 5 Klassen eingeteilt werden [142]. Jeder Klasse wird eine bestimmte Phase der Verfahrensentwicklung zugeordnet. Tabelle 4.1 veranschaulicht die Einteilung der Schätzungskategorien.

Tabelle 4.1: Einteilung der Kostenschätzungsklassen nach AACE [142].

Klasse	Kostenschätz- methode	Reifegrad Projekt	Zu erwartende Genauigkeit
Klasse 5	Größenordnungs- schätzung	0 % – 2 % Beabsichtigter Anlagentyp, Kapazität	Ü: +30 % – +100 % U: -20 % – -50 %
Klasse 4	Faktorenmethode zur Investitionskosten- schätzung	1 % – 15 % Prozessfließbilder	Ü: +20 % – +50 % U: -15 % – -30 %
Klasse 3	Apparatekosten- schätzung	10 % – 40 % Prozessfließbilder, R&I-Fließbilder, Aufstellungsplan	Ü: +10 % – +30 % U: -10 % – -20 %
Klasse 2	Detaillierte Apparatekosten- berechnung	30 % – 75 % Mess-&Regelungspläne, Komponentenauslegung	Ü: +5 % – +20 % U: -5 % – -15 %
Klasse 1	Kostenberechnung auf Basis von Angeboten	65 % – 100 % Realisierung	Ü: +3 % – +15 % U: -3 % – -10 %

Ü: Überschätzung, U: Unterschätzung

Bei der Größenordnungsschätzung werden Datenbanken, die Kostentabellen zu realisierten Anlagen enthalten, eingesetzt. Ausgehend von Investitionskosten für eine bestimmte Anlagengröße werden mithilfe von Degressionskoeffizienten die Investitionskosten für die geplante Anlagengröße bestimmt. Neben Kostendaten für vollständige Anlagen kann auch die Summation von Kostendaten einzelner Teilanlagen zur Gesamtinvestitionsberechnung angewendet werden. Größenordnungsschätzungen werden zur strategischen Planung oder für einen groben Verfahrensvergleich eingesetzt [133].

Die Faktorenmethode zur Berechnung der Investitionskosten basiert auf der Kostenschätzung der Preise für einzelne Apparate und anschließende Multiplikation der Apparatekostensumme mit Zuschlagsfaktoren, um die Gesamtinvestition zu bestimmen. Die Apparatekosten werden auf Grundlage der Fließbilderergebnisse oder einer Daumenregelabschätzung berechnet [134]. Dazu werden Preistabellen oder Preisdiagramme herangezogen, die den Apparatepreis in Abhängigkeit von der Größe angeben. Üblicherweise erfolgt die Skalierung anhand des Degressionskoeffizienten, der aus den Preistabellen oder Preisdiagrammen bestimmt wird [133]. Zuschlagsfaktoren erlauben die Abschätzung der Kosten für beispielsweise Rohrleitungen, Ingenieurdienstleistungen oder Mess- und Regelungstechnik ohne diese im Detail zu definieren oder auszulegen. Die Zuschlagsfaktoren weisen je nach Methode unterschiedliche Detaillierungsgrade auf. Beispiele sind die Zuschlagsfaktoren nach Lang [143], [144] und nach Peters et al. [133]. Die Lang-Zuschlagsfaktoren sind kumulierte Werte und werden je nach Anlagentyp (Anlagen für Feststoffe, einfache Chemieanlagen, komplexe Chemieanlagen) ausgewählt [143], [144]. Peters et al. definieren elf Faktoren (siehe Kapitel 4.5.1 und Anhang C.2) für einzelne Teilanlagen und Arbeitsaufgaben. Dies erlaubt eine individuelle Anpassung an das jeweilige Verfahren und damit eine erhöhte Genauigkeit. Die Betriebskosten werden anhand des Prozessfließbildes bestimmt [135]. Auf Grundlage dieser Kostenschätzung wird die Investitionsentscheidung getroffen [133], [142].

Bei der Apparatekostenschätzung und der detaillierten Apparatekostenberechnung werden die Apparate mit höherem Detaillierungsgrad ausgelegt und die Kosten aufgrund der Auslegung direkt berechnet. Je nach Projektstand können auch Angebote von Zulieferern verwendet werden [133]. Kosten für Rohrleitungen, Mess- und Regelungstechnik und weitere Nebenanlagen werden ebenfalls auf Basis der entsprechenden Pläne berechnet. Das Ergebnis dient auch zur Überprüfung der Budgeteinhaltung [142].

In der höchsten Detaillierungsstufe fließen abgegebene Angebote in die Berechnung ein. Diese dienen für Verhandlungen mit Zulieferern und der Kontrolle gegenüber den konkret anfallenden Kosten [142].

4.5 Verfahrenstechnische Kostenschätzung nach der Faktorenmethode

Die verfahrenstechnische Kostenschätzung nach der Faktorenmethode wird zur Berechnung der ökonomischen Kenngrößen für die Bewertungen während der Vor- und Hauptstudie eingesetzt [132]. Der Berechnungsweg der Faktorenmethode wird in diesem Kapitel detailliert beschrieben und basiert auf den Ausführungen von Peters et al. [133], Smith et al. [134] und Towler et al. [135]. Der aus sieben Schritten bestehende Berechnungsweg ist in Abbildung 4.2 dargestellt.

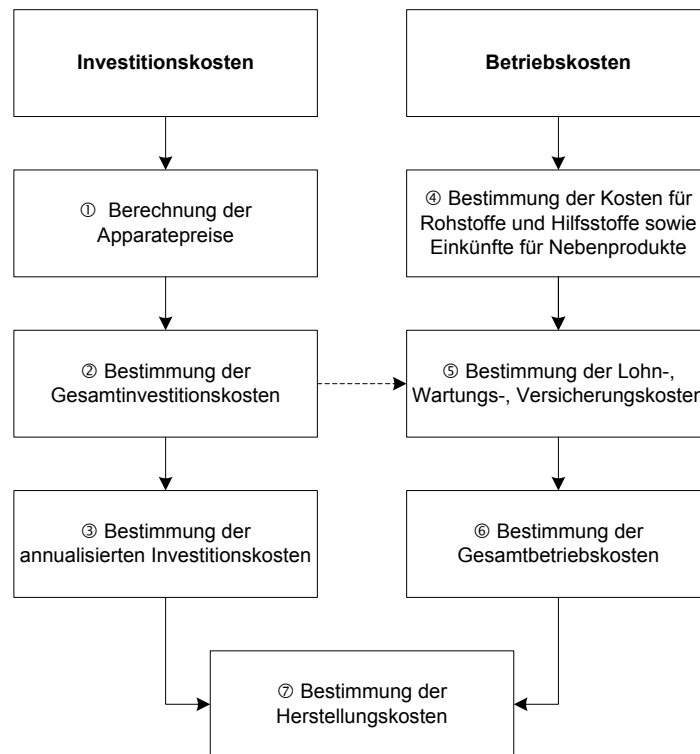


Abbildung 4.2: Berechnungsschritte der verfahrenstechnischen Kostenschätzung.

4.5.1 Bestimmung der Investitionskosten

Apparatepreis

Der Apparatepreis C wird mit Gleichung (4.1) bestimmt. Dazu wird die Kapazität S des Apparates aus den Fließbilderergebnissen mit einer überschlägigen Auslegung oder mit einer Daumenregel bestimmt [145].

$$C = C_0 \cdot \left(\frac{S}{S_0}\right)^\delta \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_0}\right) \cdot F_i \cdot N(S_{max}) \quad (4.1)$$

C_0 ist der Basispreis des Apparates für die Basiskapazität S_0 . Der Basispreis kann Preistabellen oder -diagrammen entnommen werden [133], [146], [147]. Die Apparatepreise enthalten üblicherweise auch die Anlieferung an den Anlagenstandort. Durch Anwendung des Degressionskoeffizienten δ , der mögliche Kostenreduktionen aufgrund von Skaleneffekten beziffert, wird der Preis auf die vorliegende Kapazität skaliert [148]. Degressionskoeffizienten können Preistabellen entnommen werden oder aus diesen bestimmt werden [133], [149]. Der Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) berücksichtigt Kostensteigerungen über die Jahre. Mit ihm werden Basispreise aus den Basisjahren $CEPCI_0$ auf das aktuelle Referenzjahr, in dieser Arbeit 2014, eskaliert [148]. Die Anwendung des CEPCI wird in Anhang C.1 erläutert. F_i steht für Zuschlagsfaktoren, die im Falle von Zuschlägen auf den Apparatepreis infolge hoher Betriebsdrücke oder dem Einsatz von Spezialwerkstoffen eingesetzt werden (siehe Anhang C.2). Wird die maximal produzierbare Größe eines Apparates S_{max} überschritten, werden N parallele Prozessstränge benötigt. Die Summe der einzelnen Apparatepreise ergibt die Gesamtanlagenkosten TPC.

$$TPC = \sum C_i \quad (4.2)$$

Die Auflistung der verwendeten Basisapparatepreise und Basiskapazitäten ist Anhang C.3 zu entnehmen.

Gesamtinvestition

Die Gesamtanlagenkosten beinhalten alle Kosten für Apparate und deren Anlieferung. Zu diesen Kosten müssen die Kosten für Montagematerial, Verrohrung, Mess- und Regelungstechnik, elektrische Anlagen, Gebäude, Erschließung und Versorgungsanlagen addiert werden. Diese Kosten werden als direkte Kosten bezeichnet [133]. Die weiterhin zu addierenden indirekten Kosten umfassen Kosten für Ingenieurdienstleistungen, Montage, Honorare und Anwaltskosten [133]. Die direkten und indirekten Kosten werden über Zuschlagsfaktoren aus den Gesamtanlagenkosten nach Gleichung (4.3) bestimmt und ergeben die fixen Investitionskosten FCI. Die fixen Investitionskosten sind das Kapital, das zum Kauf der Apparate und zur Montage einer Anlage benötigt wird. Die Zuschlagsfaktoren wurden [133] entnommen und sind in Anhang C.2 aufgelistet.

$$FCI = 3,6 \cdot TPC + 2,0 \cdot TPC \quad (4.3)$$

Die Gesamtinvestitionskosten TCI berücksichtigen zusätzlich das Betriebskapital, das zum Betrieb einer Anlage benötigt wird, und einen Sicherheitszuschlag für Unvorhergesehenes [133]. Das Betriebskapital umfasst das Kapital, das für Rohmateriallagerung, Produktzwischenlagerung und Barvermögen für den Betrieb benötigt wird. Es wird mit 15 % der fixen Investitionskosten abgeschätzt [133]. 10 % der fixen Investitionskosten werden für Unvorhergesehenes vorgesehen [133]. Unter Unvorhergesehenes fallen Naturkatastrophen, extreme Preisanstiege oder auch Fehlkalkulationen. Die Gesamtinvestitionskosten TCI werden mit Gleichung (4.4) bestimmt.

$$TCI = FCI + 0,1 \cdot FCI + 0,15 \cdot FCI \quad (4.4)$$

Zur Berechnung der Herstellungskosten wird die annualisierte Form der Gesamtinvestitionskosten benötigt. Die jährlichen Gesamtinvestitionskosten ACC werden in der vorliegenden Arbeit nach der Annuitätenmethode berechnet [135].

$$ACC = FCI \cdot \frac{IR \cdot (1+IR)^{PL}}{(1+IR)^{PL}-1} \quad (4.5)$$

4.5.2 Bestimmung der Betriebskosten

Die Betriebskosten können in sechs Kostenarten eingeteilt werden [133]: Lohnkosten, Wartungs- und Instandhaltungskosten, Versicherung und Steuern, Rohstoff- und Eduktkosten, Kosten für Hilfsstoffe und Einnahmen für Nebenprodukte.

Die Lohnkosten O_{Lohn} werden aus dem Stundenlohn C_{Lohn} , dem Arbeitsaufwand (AW), der Anlagenkapazität (S), den Prozessschritten (PS) und den jährlichen Arbeitstagen nach Gleichung (4.6) abgeschätzt [133]. Für das PTL-Verfahren wurden für die Wasserelektrolyse-Routen und für die Co-Elektrolyse-Route 5 Prozessschritte (Elektrolyse, RWGS bzw. ATR, FT-Synthese, Hydrocracking, Produktaufbereitung) ermittelt [70].

$$O_{Lohn} = C_{Lohn} \cdot AW \cdot \left(\frac{S}{S_0}\right)^\delta \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_0}\right) \cdot PS \cdot 365 \text{ d/a} \quad (4.6)$$

Die jährlichen Wartungs- und Instandhaltungskosten (O_M) der Synthesanlage werden mit 7 % der fixen Investitionskosten abgeschätzt [133]. Die Wartungs- und Instandhaltungskosten des Elektrolyseurs werden auf Basis der Wartungsintervalle für Elektrolyseure berechnet. Ainscough et al. [150] geben für PEM-Elektrolyseure ein Wartungsintervall von 60.000 Betriebsstunden an. Die Wartung wird mit 15 % der Investitionskosten angegeben. Außerdem wurde angenommen, dass für den Austausch zusätzliche Arbeitskosten in Höhe von 5 % der FCI des Elektrolyseurs anfallen. Für SOEC-Elektrolyseure wird eine Lebensdauer von drei

Jahren angegeben (26.280 h) angegeben [151]. Die Material- und Wartungskosten betragen 3.686 €₂₀₁₂/m² [152].

Die Kosten für Versicherung und Steuern ($O_{I\&T}$) werden mit 2 % der FCI der Gesamtanlage angegeben [133].

Die Kosten für Rohstoffe und Edukte (O_R) ergeben sich für das PTL-Verfahren aus den Kosten für Strom für die Elektrolyse, Wasser und CO₂. Einkünfte aus Nebenprodukten (O_{NP}) werden für O₂ und Dampf erzielt. Kosten für Hilfs- und Betriebsstoffe (O_U) sind Kosten für Kühlwasser, Abwasserbehandlung, CO₂-Abscheidung und Strom für Hilfsaggregate. Preise für die jeweiligen Stoffe wurden, wenn notwendig, nach Gleichung (4.7) für das Jahr 2014 angepasst.

$$O_i = C_0 \cdot \left(\frac{CEPCI_{2014}}{CEPCI_0} \right) \quad (4.7)$$

Die Auflistung der im Einzelnen verwendeten Preise findet sich im Anhang C.4.

Die Gesamtbetriebskosten TOP ergeben sich damit zu:

$$TOP = O_{Lohn} + O_M + O_{I\&T} + O_R + O_U - O_{NP} \quad (4.8)$$

4.5.3 Bestimmung der Herstellungskosten

Die Herstellungskosten NPC ergeben sich aus den jährlichen Gesamtkosten (TAC), die der Summe aus jährlichen Gesamtinvestitionskosten ACC und Gesamtbetriebskosten TOP entsprechen.

$$NPC = \frac{ACC+TOP}{\text{Anlagenkapazität}} = \frac{TAC}{\text{Anlagenkapazität}} \quad (4.9)$$

Die in dieser Arbeit berechneten Herstellungskosten verstehen sich als Nettokosten, das heißt, sie beinhalten keine Steuern, Kosten für Transport und Logistik oder zu erwartende Gewinne. Zusätzlich wird angenommen, dass die Herstellungskosten für das Hauptprodukt SPK den erzielbaren Preisen für die Nebenprodukte Benzin- und Dieselfraktion entsprechen. Damit ergibt sich ein kumulierter Herstellungspreis für die gesamte Kohlenwasserstoffmischung.

4.5.4 Datenauswahl für Apparate- und Betriebsstoffpreise

Die Wahl der Modellparameter wie beispielsweise Zuschlagsfaktoren bei der Investitionskostenberechnung oder der Wartungs- und Instandhaltungskostenanteil bestimmen das Ergebnis modellseitig. Werden unterschiedliche Verfahren verglichen, bleibt der durch die Modellparameterwahl induzierte Effekt relativ gesehen gleich.

Die Auswahl der Kosten für Apparate und Betriebsstoffe bestimmt das Ergebnis der Kostenschätzung direkt. Verfahrenstechnische Kostendaten in frei zugänglicher Literatur sind limitiert. Kostendaten für noch nicht großtechnisch realisierte Apparate, wie beispielsweise SOEC-Elektrolyseure, können der Literatur oft nur als Schätzungen entnommen werden.

Die Apparatepreise für die Standardapparate Brenner, Gebläse, Verdichter, Pumpen, Verdampfer, Wärmetauscher, Entspannungstrommeln, Kolonnen, Kälte- und Kühlanlagen, Abwasseranlagen und Turbinen wurden Peters et al. [133] entnommen. Durch die Datenentnahme aus derselben Quelle wird erreicht, dass die Kostendaten für das gleiche Basisjahr vorliegen und Kohärent zueinander sind. Die detaillierte Auflistung ist Anhang C.3 zu entnehmen.

Fischer-Tropsch-Reaktoren, Hydrocracker, autotherme Reformer, Selexol™-Anlagen, MEA-Wäschen und Kavernenspeicher sind Apparate oder Technologien, wie sie derzeit Stand der Technik sind. Dennoch sind Kostendaten limitiert. Wenn möglich werden die Apparatepreise direkt den Primärquellen entnommen. Wenn dies nicht möglich war, ist dies entsprechend vermerkt.

Da RWGS-Reaktoren, Anlagen zur CO₂-Abscheidung aus der Luft, PEM- und SOEC-Elektrolyseure noch nicht großtechnisch verfügbar sind, müssen Kostenschätzungen für die entsprechenden Apparate verwendet werden. Die Kosten des RWGS-Reaktors wurden von Baliban et al. [44] auf Basis der Kosten eines Wassergas-Shift-Reaktors abgeschätzt (Datengrundlage der Abschätzung siehe [153]). Kostendaten für Anlagen zur CO₂-Abscheidung aus der Luft sind limitiert und weisen eine hohe Ungenauigkeit auf. House et al. geben eine Übersicht über mögliche Technologien und Kosten [154]. Es wurden die Kosten für eine Anlage mit CO₂-selektivem Sorbent ausgewählt. Diese sind mit 220 \$₂₀₁₀/t_{CO₂} angegeben [154]. Als Auswahlkriterium für die verwendeten Kostendaten der beiden Elektrolysetechnologien gilt eine hohe Aktualität um den aktuellen Stand der Technik möglichst realistisch abzubilden. Ainscough et al. [150] schätzen eine Preisspanne zwischen 900 \$₂₀₁₂/kW und 940 \$₂₀₁₂/kW inklusive Peripherieapparate für PEM-Elektrolyseure ab. Ein Forschungsprojekt [155] prognostiziert die Investitionskosten (inkl. Peripherieapparate) auf 957 €₂₀₁₇/kW für Kleinanlagen im Jahr 2017 und 305 €₂₀₃₀/kW für Großanlagen im Jahr 2030. Als Referenzfall wurden 900 \$₂₀₁₂/kW ausgewählt. Zur Abschätzung von Kostensenkungspotentialen und Unsicherheiten wurden die Investitionskosten im Bereich von 405 \$₂₀₁₄/kW (entspricht 305 €₂₀₃₀/kW·Wechselkurs₂₀₁₄) und 1275 \$₂₀₁₄/kW (entspricht 957 €₂₀₁₇/kW·Wechselkurs₂₀₁₄) variiert. Für PEM-Elektrolyseure entfallen bei der Berechnung der fixen Kapitalkosten (FCI) die Zuschlagsfaktoren für Mess- und Regelungstechnik, Rohrleitungen, elektrische Einrichtungen, Gebäude, Versorgungsanlagen, Ingenieurdienstleistungen und Überwachung und Montagekosten, da diese bereits in den oben genannten Kosten inkludiert sind. De Saint Jean et al. [152] geben Investitionskosten von 1890 €₂₀₁₂/m² für SOEC-Elektrolyseure an. Die Kosten basieren auf einer Kostenschätzung von CEA Liten [156]. Der angegebene Wert enthält nur die Zellstapelkosten. Kosten für den AC/DC-Gleichrichter, die hinzuaddiert werden, sind mit 160 €₂₀₁₂/kW angegeben. Durch Anwendung der Zuschlagsfaktoren werden die Elektrolysesystemkosten bestimmt.

Die Kosten für Betriebsstoffe und Gehälter wurden Datenbanken, Preisbüchern und Kostentabellen entnommen. Die entsprechenden Preise, Kosten und Quellen sind Anhang C.4 zu entnehmen. Der Strompreis nimmt eine Sonderrolle ein. Zur Energieversorgung der Elektrolyse ergeben sich je nach Szenario unterschiedliche Strompreise. Für den Referenzfall wurde der Strompreis für Industriekunden im Jahr 2014 angenommen. Dieser beträgt 104,80 €/MWh [157] und enthält die nicht erstattungsfähigen Steuern, Abgaben und Umlagen. Diese sind Konzessionsabgabe, Umlage nach Erneuerbare-Energien-Gesetz, Aufschlag nach Kraft-Wärme-Kopplungsgesetz, Umlage nach §19 Stromnetzentgeltverordnung, Offshore-Haftungsumlage und Umlage für abschaltbare Lasten [158]. Werden erneuerbare Energien zur Stromversorgung eingesetzt, werden die entsprechenden Strompreise für die Erzeugungsoption verwendet. Für offshore Windstrom werden für einen Kapazitätsfaktor von 46,8 % Stromgestehungskosten in Höhe von 144,72 \$₂₀₀₅/MWh angegeben [159]. Der Strompreis für Windstrom hängt stark vom Kapazitätsfaktor, also den mittleren jährlichen Volllaststunden ab. Die in Gleichung (4.10) dargestellte empirische Gleichung gibt den Strompreis C_{Power} in Abhängigkeit des Kapazitätsfaktors (cf) an. Die Regression wurde aus Daten des IPCC bestimmt [159].

$$C_{Power} = -1901,1 \cdot cf^3 + 3211,6 \cdot cf^2 - 1995,7 \cdot cf + 570,08 \quad (4.10)$$

Als realistische untere Grenze der möglichen Strompreisentwicklung wird der Strompreis an der Strombörse (European Energy Exchange) herangezogen. Dieser lag 2014 im Mittel bei 32,76 €/MWh [160]. Der Effekt niedrigerer Strompreise kann durch Sensitivitätsanalysen beziffert werden. Es gilt für alle Szenarien, dass die Hilfsaggregate der Synthesanlage mit Netzstrom versorgt werden, der zum Industriekundenpreis bezogen wird.

5 Methodik

Die Grundlage der technischen und wirtschaftlichen Analyse und Bewertung ist eine transparente, nachvollziehbare und standardisierte Methodik. Eine solche Methodik wurde in dieser Arbeit entwickelt. Transparenz und Nachvollziehbarkeit werden durch die Darstellung und Erläuterung der getroffenen Annahmen und Rechenwege erreicht. Sensitivitätsanalysen geben den Einfluss der Annahmen auf die Ergebnisse wieder. Durch die Verwendung von in der Industrie eingesetzten Standards oder empfohlenen Vorgehensweisen (Recommended Practice) wird eine Standardisierung der wissenschaftlichen Arbeit erreicht. Die Methodik zur techno-ökonomischen Analyse und Bewertung ist in Abbildung 5.1 dargestellt.

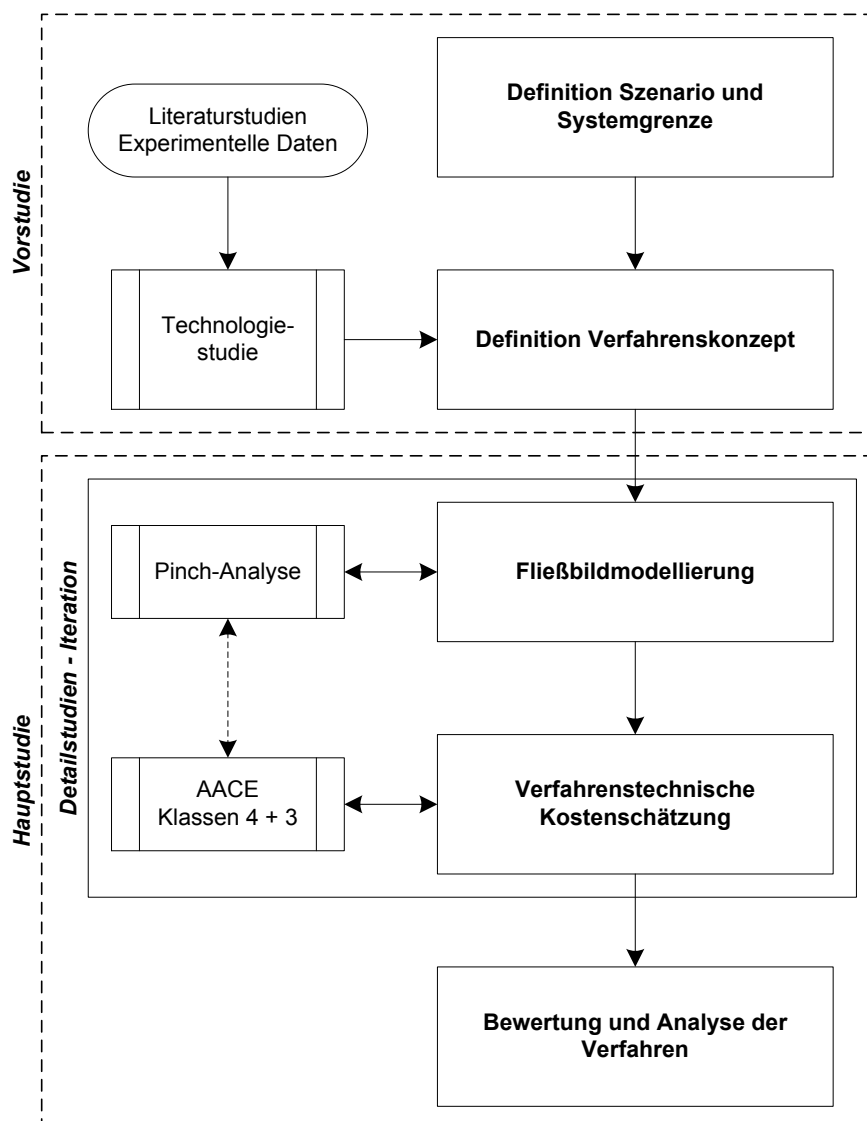


Abbildung 5.1: Schematische Darstellung der entwickelten Methodik.

Die Methodik besteht aus fünf Schritten. Im ersten Schritt steht die Definition der untersuchten Szenarien und der geltenden Systemgrenze. Dieser Schritt legt die zu betrachtenden Verfahren fest und erlaubt die exakte Einordnung der Berechnungsergebnisse. Im nächsten Schritt werden die Verfahrenskonzepte untersucht. Mithilfe von Literaturstudien werden die für ein Verfahren in Frage kommenden Technologien ausgewählt. Betriebsbedingungen werden der Literatur oder experimentellen Studien entnommen. Auch Modellierungsansätze und deren Vor- und Nachteile werden in diesem Schritt gesammelt und ausgewertet. Außerdem werden die Kostendaten der jeweiligen Apparate erfasst. Diese beiden Schritte sind der Phase „Vorstudie“ der Verfahrensentwicklung zuzuordnen (siehe Kapitel 4). Der dritte Schritt umfasst die Fließbildsimulation. In diesem Schritt wird zuerst ein vereinfachtes Fließbild erstellt um über die grundlegenden Abhängigkeiten und Wechselwirkungen der einzelnen Technologien im Gesamtverfahren einen Überblick zu erhalten. Anschließend wird eine Detailsimulation erstellt und die Energie- und Stoffbilanzen ausgewertet. Die Anwendung der Pinch-Analyse führt zu einer optimierten Wärmeverschalung. Die Pinch-Analyse erlaubt die technische Bewertung hinsichtlich des Energieverbrauchs unter Berücksichtigung ökonomischer Randbedingungen. Als viertes wird eine verfahrenstechnische Kostenschätzung durchgeführt. Die verfahrenstechnische Kostenschätzung wird nach der in Kapitel 4.5 dargestellten Vorgehensweise durchgeführt. Die verfahrenstechnische Kostenschätzung wird auf Grundlage der Fließbildsimulation durchgeführt. Damit entspricht die Kostenschätzung den Klassen 4 und 3 der Klassifizierung nach AACE (siehe Kapitel 4.4 und Tabelle 4.1). Es ist daher von einer Genauigkeit im Bereich von -30 % bis +50 % auszugehen. Die Schritte drei und vier sind eng miteinander verknüpft und werden iterativ bearbeitet. Diese Arbeitsschritte sind der Phase „Detailstudien“ der Verfahrensentwicklung zuzuordnen. Es wird zuerst ein Referenzverfahren analysiert und kritische Prozessschritte identifiziert. Anschließend werden auf dieser Basis Verfahrensalternativen untersucht. Im fünften Schritt werden die Ergebnisse zusammengefasst und bewertet. Die Bewertung beinhaltet einen Verfahrensvergleich nach technischen und ökonomischen Gesichtspunkten. Ziel der Bewertung ist die Identifikation eines optimalen Verfahrens. Die Schritte drei bis fünf sind der Verfahrensentwicklungsphase „Hauptstudie“ zuzuordnen (siehe Kapitel 4).

Die vorliegende Analyse geht in ihrer Detailtiefe weit über den Stand der Literatur [64], [66], [76] hinaus und eröffnet damit erstmalig die Perspektive eine vollständigen Bewertung aus Fließbildsimulation, energetischen Optimierung und verfahrenstechnischer Kostenschätzung.

6 Vorstudie und Technologieauswahl

Der erste Bearbeitungsschritt ist die Vorstudie, bestehend aus Zielstellungsformulierung, Definition der Szenarien und der Systemgrenzen. Ebenfalls wird das Verfahrenskonzept festgelegt und die Bewertungsparameter definiert.

6.1 Zielstellung

Die übergeordnete Zielstellung der Arbeit wurde bereits in Kapitel 1 dargelegt. Aus dieser ergeben sich die folgenden Fragestellungen:

Technische Fragestellungen:

- Wie hoch ist der Gesamtwirkungsgrad?
- Welche Prozessschritte sind besonders energieintensiv?
- Mit welchen alternativen Technologien kann der Gesamtwirkungsgrad gesteigert werden?

Ökonomische Fragestellungen:

- Was sind die Kostentreiber, welche Kosten sind der bestimmende Faktor?
- Wie verteilen sich die Kosten auf Investitionskostenanteil und Betriebskostenanteil?
- Wie hoch sind die Herstellungskosten?

Die übergeordnete Fragestellung lautet: Welches ist das aus techno-ökonomischer Sichtweise vorteilhafteste Verfahren zur Herstellung synthetischen Flugturbinentreibstoffes aus CO₂ und H₂?

6.1.1 Technische Prozessbewertungsparameter

Zur Beantwortung der technischen Fragestellungen wurden sieben Prozessbewertungsparameter definiert. Diese sind der chemische Wirkungsgrad, der Power-to-Liquid-Wirkungsgrad, der Kohlenstoffumsatz, der Fischer-Tropsch-Abwärmennutzungsgrad, der SPK-Anteil im Produkt, das molare und das gewichtsbezogene Rückflussverhältnisse.

Der chemische Wirkungsgrad berücksichtigt die Verluste, die durch die chemische Umwandlung von H₂ und CO₂ zu Kohlenwasserstoffen und die Abtrennung von Nebenprodukten entstehen. Der Power-to-Liquid-Wirkungsgrad beschreibt die Effizienz der gesamten Prozesskette. Er beinhaltet zusätzlich zu den chemischen Verlusten den Energieaufwand und die Energieverluste, die durch Elektrolyse und Hilfsaggregate induziert werden. Der Kohlenstoffumsatz gibt an, welcher Anteil in den Prozess eingebrachter Kohlenstoff in das Endprodukt konvertiert wird. Der Fischer-Tropsch-Abwärmennutzungsgrad gibt den Anteil durch die exotherme Fischer-Tropsch-Synthese anfallender Abwärme an, der innerhalb der Systemgrenze des Prozesses genutzt werden kann. Der SPK-Anteil im Endprodukt gibt den Anteil des Endproduktes an, der in der Kerosinfraktion (C₈-C₁₇, siehe Kapitel 2.2) liegt. Das Verhältnis zwischen Rückfluss und frischem Zufluss wird durch das Rückflussverhältnis beschrieben. Das Rückflussverhältnis wird molar und gewichtsbezogen angegeben. Tabelle 6.1 zeigt die Berechnungsformeln der Bewertungsparameter.

Tabelle 6.1: Auflistung der Berechnungsformeln der technischen Bewertungsparameter.

Bewertungsparameter	Berechnungsformeln
Chemischer Wirkungsgrad	$\eta_{ChemE} = \frac{\dot{m}_{KWS} \cdot LHV_{KWS}}{(\dot{m}_{H_2,FEED} + \dot{m}_{H_2,HC}) \cdot LHV_{H_2}}$
Power-to-Liquid-Wirkungsgrad	$\eta_{PTL} = \frac{\dot{m}_{KWS} \cdot LHV_{KWS}}{P_{EL} + P_U}$
Kohlenstoffumsatz	$\eta_C = \frac{\dot{n}_{C,KWS}}{\dot{n}_{C,in}}$
Fischer-Tropsch-Abwärmenutzungsgrad	$\eta_{QFT} = \frac{\dot{Q}_{Nutz}}{\dot{Q}_{FT}}$
SPK-Anteil im Endprodukt	$\eta_{SPK} = \frac{\dot{m}_{Kerosin}}{\dot{m}_{KWS}}$
Molares Rückflussverhältnis	$R_n = \frac{\dot{n}_{Recycle}}{\dot{n}_{in}}$
Gewichtsbezogenes Rückflussverhältnis	$R_m = \frac{\dot{m}_{Recycle}}{\dot{m}_{in}}$

Zusätzlich werden vier qualitative Prozessbewertungsparameter definiert, die die Produktkonformität zu den Treibstoffspezifikationen sicherstellen. Diese sind der Treibstoffspezifikation ASTM D7566 [23] entnommen: Dichte, Destillationstemperatur T10, Differenz zwischen den Destillationstemperaturen T90-T10 und Verdampfungstemperatur (siehe Tabelle 2.1).

6.1.2 Ökonomische Prozessparameter

Die Gesamtinvestitionskosten TCI, die annualisierten Gesamtinvestitionskosten ACC, die Gesamtbetriebskosten TOP und die Herstellungskosten NPC sind die vier ökonomischen Prozessbewertungsparameter. Der Anteil der annualisierten Gesamtinvestitionskosten an den Herstellungskosten f_{ACC} ist nach Gleichung (6.1) definiert. Diese Kenngröße zeigt, ob ein Verfahren von den Investitionskosten oder den Betriebskosten abhängt. Die Definitionen und Berechnungsvorschriften der übrigen Parameter sind Kapitel 4.5 zu entnehmen.

$$f_{ACC} = \frac{ACC}{TAC} \quad (6.1)$$

6.2 Definition von Szenarien und Systemgrenzen

In dieser Arbeit werden drei Szenarien der Herstellung synthetischen Flugturbinentreibstoffes untersucht.

Referenzszenario (S-REF)

Für das Referenzszenario gilt:

- Die Elektrolyse wird mit Strom aus CO₂-neutralen Quellen mit Volllastanteil 100 % betrieben
- CO₂ steht über ein CO₂-Pipelinennetz zu Verfügung [161]

Szenario CO₂-Abscheidung (S-CC)

Die CO₂-Abscheidung ist ein energieintensiver Prozess. Ob und wann CO₂ als Rohstoff über ein Verteilnetz verfügbar ist, ist spekulativ [161], daher wird in diesem Szenario angenommen, dass eine PTL-Anlage mit einem CO₂-Abscheidungsprozess ausgestattet ist. Es wird die Abscheidung von CO₂ aus der Luft oder aus Rauchgasen eines benachbarten Industrieprozesses untersucht.

- Die Elektrolyse wird mit Strom aus CO₂-neutralen Quellen mit Volllastanteil 100 % betrieben
- CO₂ wird aus Industrieabgasen oder der Luft abgeschieden

Szenario erneuerbarer Strom (S-EE)

In diesem Szenario sind Wind- oder Solarparks explizit für die Synthese flüssiger Flugturbinentreibstoffe konstruiert worden:

- Die Elektrolyse wird mit Strom aus erneuerbaren Quellen betrieben, der Volllastanteil berechnet sich aus dem Wind- oder Einstrahlungsprofil
- CO₂ steht über ein CO₂-Pipelinetz zu Verfügung [161]

Systemische Definitionen

Die Kapazität einer typischen Erdölraffinerie in Deutschland beträgt etwa 10,3 Millionen Jahrestonnen (jato) [162]. Davon sind ungefähr 5 % Flugturbinentreibstoffe [163]. Eine PTL-Anlage mit einer Kapazität von 60 t/h (525.600 jato) SPK würde damit der Kerosinproduktion einer konventionellen Raffinerie entsprechen.

Referenzjahr der verfahrenstechnischen Kostenschätzung ist 2014. Alle Endpreise und Endkosten sind in Euro angegeben. Der Zinsfuß wurde mit $IR = 7\%$ und die Lebensdauer der Anlage mit $PL = 30$ Jahre angenommen. Dies entspricht üblichen Basiswerten für die Berechnung verfahrenstechnischer Anlagen [133], [135], [148].

Systemgrenze

Die Festlegung der Systemgrenze erlaubt die eindeutige Identifikation und Abgrenzung des Umfangs der Bewertung. Abbildung 6.1 veranschaulicht die für das Referenzszenario festgelegte Systemgrenze. Im Falle des Szenarios S-CC wird Rauchgas oder Luft der Anlage zugeführt. Für das Szenario S-EE ist die Implementierung eines Wasserstoffspeichers notwendig. Die grafischen Darstellungen der Systemgrenzen der Szenarien S-EE und S-CC sind Anhang A zu entnehmen.

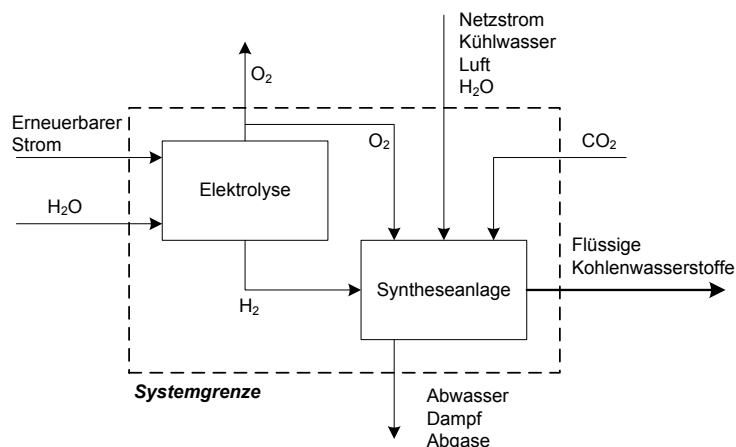


Abbildung 6.1.: Systemgrenze des Referenzfalles

6.3 Verfahrenskonzepte und Technologieauswahl

Die Literaturstudie (siehe Kapitel 2.3.4 und Kapitel 3) liefert zwei mögliche Verfahrensrouten für das PTL-Verfahren:

- Wasserelektrolyse mit reverser Wassergas-Shift-Reaktion (PEM+RWGS oder SOEC+RWGS)
- Co-Elektrolyse von CO₂ und H₂O (COEL)

Für die Verfahrensrouten wurde anhand der in den Kapiteln 2 und 3 beschriebenen theoretischen Grundlagen eine Technologieauswahl getroffen. Die Ergebnisse der Technologieauswahl für die Hauptkomponenten sind in Tabelle 6.2 dargestellt.

Tabelle 6.2: Ergebnisse der Technologieauswahl der Hauptkomponenten.

Prozessschritt	Technologie	Begründung
Wasser- elektrolyse	PEM-Elektrolyse	<ul style="list-style-type: none"> • Elektrolisetchnologie mit gutem Teillast- und An/Aus-Verhalten • Hohe Effizienzen in Zukunft möglich
Wasser- elektrolyse	SOEC-Elektrolyse	<ul style="list-style-type: none"> • Hohe Effizienz durch Elektrolyse in der Dampfphase erzielbar
Co-Elektrolyse	SOEC-Elektrolyse	<ul style="list-style-type: none"> • Co-Elektrolyse von CO₂ und H₂O möglich • Hohe Effizienz durch Elektrolyse in der Dampfphase erzielbar
Synthesegas- erzeugung	Reverse Wassergas- Shift-Reaktion	<ul style="list-style-type: none"> • Aktivierung von CO₂ • Wassergas-Shift-Reaktion bereits großtechnisch im Einsatz
	Autothermer Reformer	<ul style="list-style-type: none"> • Kein Zusatzbrennstoff notwendig, Verbrennung mit O₂ • Synthesegaszusammensetzung flexibel und kompatibel zur FT-Synthese
Fischer-Tropsch- Synthese	Niedertemperatur- FT-Synthese	<ul style="list-style-type: none"> • Hauptproduktanteil im Bereich der Kerosin- und Dieselfraktion • Hohe Wachsselektivität
	Kobaltkatalysator	<ul style="list-style-type: none"> • Hauptprodukte sind Alkane • Hohe Aktivität und hoher CO-Umsatz
	Rohrbündelfestbett- reaktor	<ul style="list-style-type: none"> • Großtechnisch im Einsatz • Einfache Betriebsweise
Gas Loop	Rückflusssystem	<ul style="list-style-type: none"> • Erhöhung C-Umsatz • Erhöhung der Produktausbeute
Raffination	Hydrocracker	<ul style="list-style-type: none"> • Umwandlung der Wachsphase in die Produktfraktion • Erhöhung der Produktausbeute

7 Fließbildmodellierung

Im folgenden Kapitel werden die Fließbildmodelle der beiden untersuchten Routen erläutert. Dann werden die jeweiligen Modelle der Hauptkomponenten erläutert. Die Modelle unterliegen chemischen und physikalischen Gesetzmäßigkeiten, empirischen Gleichungen und Annahmen, die der Literatur entnommen wurden. Teilweise basieren die Annahmen auf Ergebnissen von experimentellen Untersuchungen, die von Projektpartnern durchgeführt wurden oder aus der Literatur stammen. Dabei werden die gewählten Annahmen dargestellt und begründet sowie auf die Limitierungen des jeweiligen Modelles hingewiesen. Zur Modellierung wurde die kommerzielle Fließbildsimulationssoftware AspenPlus® eingesetzt. Teilweise wird auf vordefinierte Modelle der Software zurückgegriffen. Erläuterungen zu diesen Modellen sind [164] und [165] zu entnehmen.

7.1 Route Wasserelektrolyse und RWGS

Das Verfahrenskonzept der Kombination von Niedertemperaturwasserelektrolyse und reverser Wassergas-Shift-Reaktion (PEM+RWGS) wurde in der Helmholtz Energie Allianz „Synthetische Kohlenwasserstoffe – Energiespeicher höchster Energiedichte“ entwickelt und stellt ein Konzept der Route Wasserelektrolyse und RWGS dar [62], [63], [75].

Abbildung 7.1 zeigt das Prozessfließbild. Wasserstoff wird durch Elektrolyse von Wasser erzeugt und mit CO₂ vermischt, das auf den Systemdruck von 25 bar komprimiert wurde. Dieses Gasgemisch wird zusammen mit dem externen Rückflussstrom im reversen Wassergas-Shift-Reaktor zu Synthesegas umgewandelt. Nach einer Wasserabscheidung wird das frische Synthesegas mit dem internen Rückfluss vermischt, auf die Temperatur der FT-Synthese aufgeheizt und dieser zugeführt. In der FT-Synthese entstehen ein flüssiger und ein gasförmiger Produktstrom. Der flüssige Strom wird komprimiert, aufgeheizt und dem Hydrocracker zugeleitet. Der gasförmige Strom wird stufenweise abgekühlt und die dabei kondensierende Flüssigkeit abgeschieden. In der ersten Trennstufe (150 °C) werden Kohlenwasserstoffe mit einer Siedetemperatur, die höher ist als die von Wasser, abgeschieden. In einer nachfolgenden Destillationskolonne erfolgt ein scharfer Schnitt von Kohlenwasserstoffen (KWS) in eine Fraktion mit einer Kettenlänge von <C₁₆ und in eine Fraktion >C₁₆. Die leichtere Fraktion wird dem Endprodukt zugeführt. Die schwerere Fraktion wird dem Hydrocracker zugeleitet. Nach dem Hydrocracken werden Kohlenwasserstoffe mit Kettenlängen >C₁₇ wieder zum Hydrocracker zurückgeführt. Das verbleibende Hydrocrackerprodukt wird dem Endprodukt zugeleitet. In der zweiten Trennstufe werden bei 70 °C Wasser und KWS gleichzeitig auskondensiert und abgetrennt. Nach einer weiteren Abkühlung werden Wasser und KWS bei 40 °C abgetrennt. Die vierte Trennstufe arbeitet bei einer Temperatur von -15 °C. Hier werden die leichten KWS von den Gasen getrennt. Das flüssige Kondensat wird in einer nachfolgenden Kolonne scharf in eine Fraktion >C₅ und eine Fraktion <C₅ getrennt. Die schwere Fraktion wird wie die restlichen flüssigen Produktströme dem Endprodukt zugeführt. Die leichte gasförmige Fraktion bildet mit dem gasförmigen Restgas den Rückflussstrom. Der Rückfluss wird in drei Ströme aufgeteilt: interner Rückfluss, externer Rückfluss und Brenngas. Das Brenngas wird im Brenner verbrannt um die notwendige Energie für die reverse Wassergas-Shift-Reaktion bereitzustellen. Das PEM+RWGS-Konzept kann alternativ mit einer Hochtemperaturelektrolyse betrieben werden (SOEC+RWGS-Konzept).

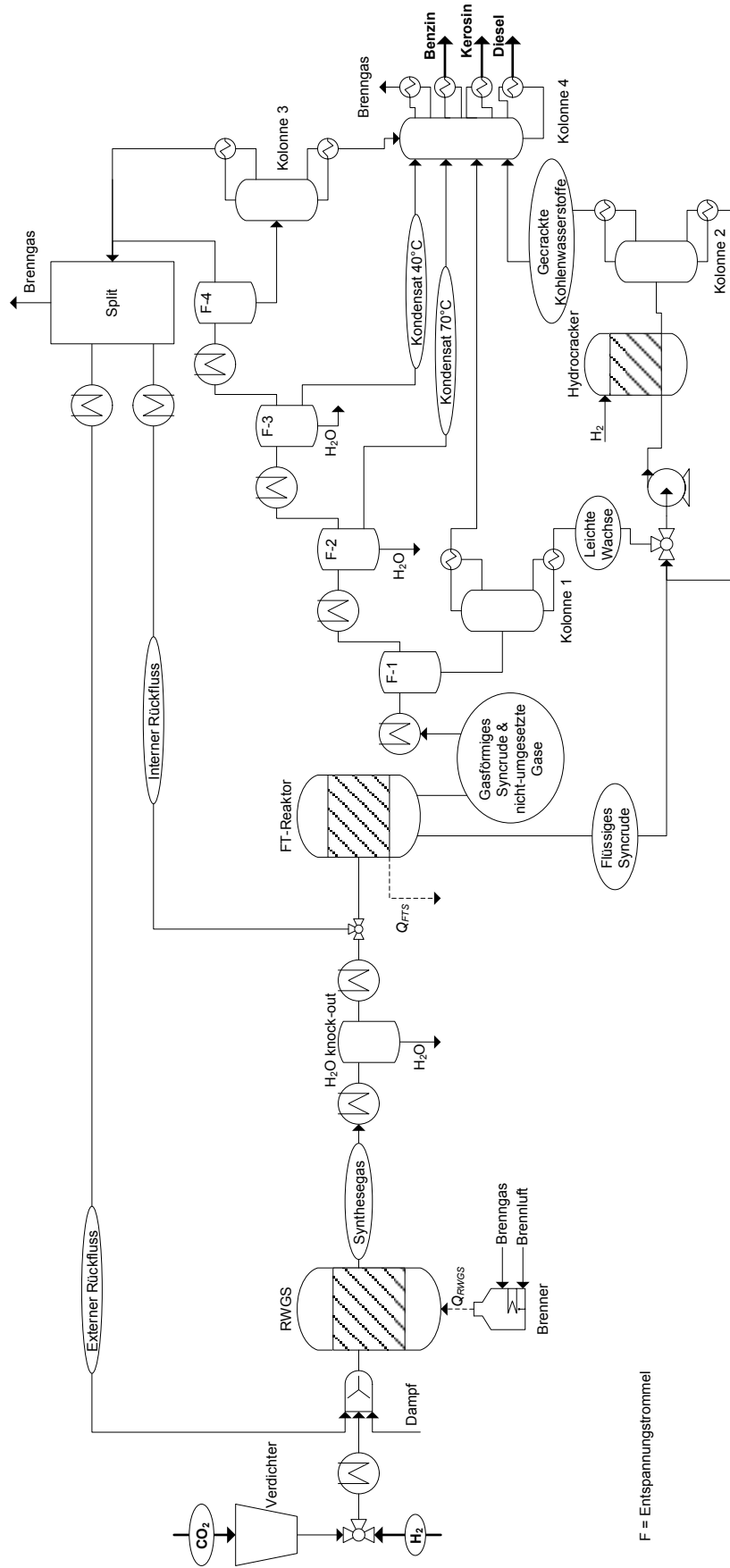


Abbildung 7.1: Prozessfließbild des PEM+RWGS-Konzeptes.

7.2 Route Co-Elektrolyse

Die zweite Route, die in der vorliegenden Arbeit untersucht, wird basiert auf der Co-Elektrolyse von CO_2 und H_2O zu Synthesegas. Ausgehend vom PEM+RWGS-Konzept wurde das in Abbildung 7.2 dargestellte Konzept entwickelt.

Ein Festoxidelektrolyseur konvertiert CO_2 und H_2O unter Stromzufuhr zu einem Synthesegasgemisch. Nach der Abscheidung des nicht umgesetzten H_2O wird das Gasgemisch auf den Systemdruck von 25 bar komprimiert und auf die Betriebstemperatur der FT-Synthese von 225 °C aufgeheizt. Es erfolgt die Mischung mit dem Rückflussstrom und die Weiterleitung in die FT-Synthese. Die FT-Produktauftrennung erfolgt analog zum PEM+RWGS-Konzept. Der Gesamtückflussstrom wird dabei in zwei Teilströme aufgeteilt: einen internen Rückfluss, der direkt der FT-Synthese zugeführt wird und einen externen Rückflussstrom. Zuerst wird CO_2 aus dem externen Rückfluss abgetrennt und zum Elektrolyseur zurückgeführt. Nach Dampf- und O_2 -Zugabe wird das Gasgemisch vorgewärmt und dem autothermen Reformer zugeleitet. Nach Wärmerückgewinnung und Wasserabscheidung wird das Synthesegas wieder der FT-Synthese zugeleitet.

7.3 Simulationsmethodik und allgemeine Annahmen

Die Verfahrensentwicklung und techno-ökonomische Bewertung verlangt keine detaillierte Auslegung und Aufstellungsplanung der Anlagenkomponenten und der Verrohrung (siehe Kapitel 4 und [132], [133], [134], [135]). Daher werden Wärmeverluste von Reaktoren, Wärmetauschern und Rohrleitungen vernachlässigt. Die Druckverluste im Prozess werden als Gesamtdruckverlust im Rückflussstrom zusammengefasst und auf 3 bar festgelegt [75].

Das Modell basiert auf den Reinstoffen H_2 , CO_2 , CO , H_2O und den n-Alkanen CH_4 bis $\text{C}_{30}\text{H}_{62}$ sowie $\text{C}_{32}\text{H}_{66}$ und $\text{C}_{36}\text{H}_{74}$. Die Stoffe wurden der Reinstoffdatenbank der Fließbildsimulationssoftware entnommen. Koks, der durch Verkokung entstehen kann, wird durch Kohlenstoff im Aggregatzustand fest beschrieben. Luft wird vereinfachend als aus 79 % N_2 und 21 % O_2 bestehend angenommen. Die Kohlenwasserstoffe werden nach Tabelle 7.1 den jeweiligen Fraktionen zugeteilt.

Tabelle 7.1: Zuteilung der Kohlenstoffkettenlängen zu den Fraktionen.

Fraktion	Kettenlänge
Gase	$\text{C}_1 - \text{C}_4$
Flüssige Kohlenwasserstoffe	$\text{C}_5 - \text{C}_{20}$
Benzin	$\text{C}_5 - \text{C}_8$
SPK-Fraktion	$\text{C}_8 - \text{C}_{17}$
Diesel	$\text{C}_{17} - \text{C}_{20}$
Wachse	$> \text{C}_{20}$

Das chemische und physikalische Verhalten und die Phasengleichgewichte der Reinstoffe und Stoffmischungen werden mithilfe eines thermodynamischen Modells beschrieben. In dieser Arbeit wird die Peng-Robinson Zustandsgleichung mit Boston-Mathias Modifikation gewählt [166]. Die Peng-Robinson Zustandsgleichung findet in der Modellierung von Erdölraffinerien, Erdgasverarbeitungsanlagen und Herstellungsanlagen von synthetischen Kraftstoffen Anwendung [165]. Die Boston-Mathias Modifikation wird zur Beschreibung von leichten Gasen eingesetzt [167]. Die Fließbildsimulation ist robust gegenüber Startwertwahl (vergleiche Anhang B.2).

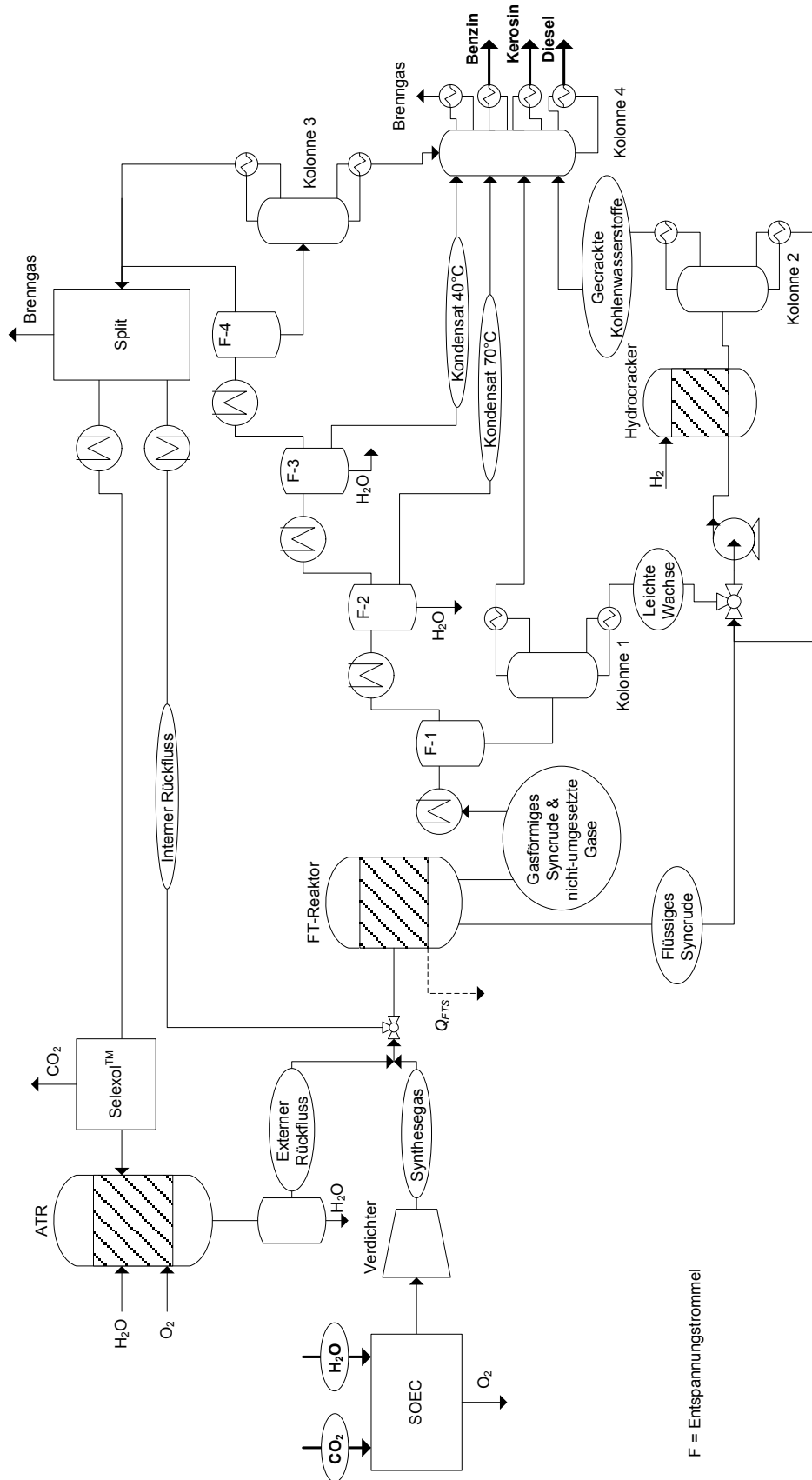


Abbildung 7.2: Prozessfließbild COEL-Konzept.

7.4 Elektrolyse

Die moderaten Betriebsbedingungen und die Einzelreaktion bei PEM-Elektrolyseuren erfordern keine Modellierung im Fließbildmodell. Die notwendige Menge an Wasser und die erzeugte Menge an O₂ wird aus der Wasserstoffmenge, die der Prozess benötigt, berechnet. Die Elektrolysekapazität und der Strombedarf wird mit dem spezifischem Systemenergieverbrauch nach Gleichung (7.1) bestimmt. Für den Basisfall wird ein spezifischer Systemenergieverbrauch von 4,3 kWh/Nm³ angenommen.

$$P_{el,DC,PEM} = 4,3 \text{ kWh/Nm}^3 \cdot \dot{V}_{N,H_2} \quad (7.1)$$

Die Co-Elektrolyse von H₂O und CO₂ erfordert eine Modellierung mit Verknüpfung zur Syntheseanlage. Dabei werden die Zielgrößen elektrische Arbeit, Stoffzusammensetzung am Austritt und Wärmengen durch das Modell bestimmt. Das 0-dimensionale Modell basiert auf physikalischen, chemischen und halb-empirischen Zusammenhängen [108] und ist in zwei Teilmodelle geteilt: ein verfahrenstechnisches Modell, das die Stoffzusammensetzung bestimmt, und ein elektrochemisches Modell zur Bestimmung der notwendigen elektrischen Arbeit. In Anlehnung an Stoots et al. [168] wird ein dreistufiges verfahrenstechnisches Modell verwendet, das aus zwei Gleichgewichtsberechnungen und einem Reaktormodell, das auf dem mit dem Faraday-Gesetz berechneten molaren Umsatz basiert, besteht. Im ersten Schritt wird für den Eintrittsstrom die thermodynamische Gleichgewichtszusammensetzung bei Betriebstemperatur bestimmt. Im zweiten Schritt wird mit dem Faraday-Gesetz (7.2) der molare Umsatz ($\Delta\dot{n}_{H_2O}$, bzw. $\Delta\dot{n}_{CO_2}$) der elektrochemischen Reaktionen (siehe Gleichung (7.3)) für eine vorgegebene Stromstärke I berechnet.

$$\dot{n}_O = \frac{I}{2 \cdot F} = \frac{i \cdot A}{2 \cdot F} \quad (7.2)$$

$$\Delta\dot{n}_{H_2O} = \dot{n}_O \cdot \frac{x_{H_2O}^{Ein}}{x_{H_2O}^{Ein} + x_{CO_2}^{Ein}}, \quad \Delta\dot{n}_{CO_2} = \dot{n}_O \cdot \left(1 - \frac{x_{H_2O}^{Ein}}{x_{H_2O}^{Ein} + x_{CO_2}^{Ein}}\right) \quad (7.3)$$

\dot{n}_O ist der molare Sauerstoffstrom, $x_{H_2O}^{Ein}$ und $x_{CO_2}^{Ein}$ sind der H₂O bzw. CO₂ Molanteil am Elektrolyseureintritt. Der entstehende Sauerstoff wird vollständig abgeschieden. Für das verbleibende Stoffgemisch wird in einem dritten Schritt die Gleichgewichtszusammensetzung berechnet. Abbildung 7.3 vergleicht die experimentell bestimmte Stoffzusammensetzung [168] am Austritt mit der durch das Modell prognostizierten. Für steigende Stromdichten ist eine zunehmende Abweichung der experimentellen und modellierten CO-Konzentration und CO₂-Konzentration zu erkennen [66].

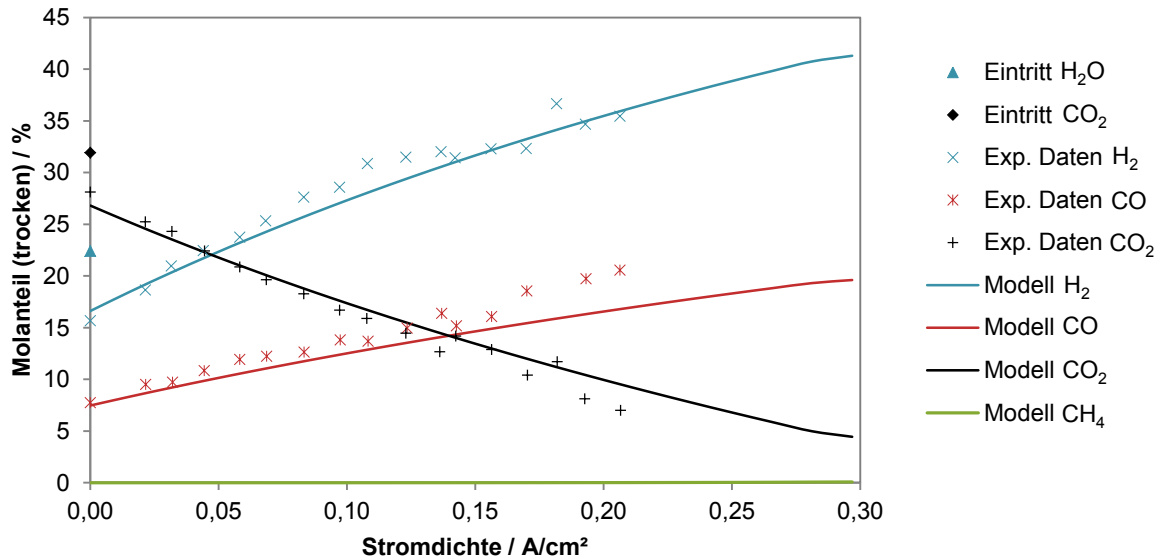


Abbildung 7.3: Vergleich der experimentellen und modellierten Stoffzusammensetzung am Austritt des Elektrolyseurs, $T = 800 \text{ °C}$, $p = 1 \text{ bar}$ [168].

Das elektrochemische Teilmodell basiert auf den Arbeiten von Stempien et al. [107], [64], [169] und Henke et al. [170], [171], [172]. Das Modell beruht auf dem Ansatz der Addition der Überspannungen. Es werden die folgenden Verluste berücksichtigt:

- Ohm'scher Verlust: Widerstand des Elektrolyten gegen die Ladungsbewegung;
- Konzentrationsverluste: Verluste, die durch Diffusionsvorgänge und Verbrauch der Edukte entstehen;
- Aktivierungsverluste: Verluste, die durch die Kinetik der Elektroden und den Ladungsübertrag entstehen.

Diese Überspannungen werden summiert und zur thermodynamischen Gleichgewichtsspannung addiert. Die jeweiligen Gleichungen und verwendeten Annahmen werden im Anhang B.1 diskutiert. Das Modell liefert als Ergebnis die Betriebsspannung. Nach Gleichung (7.4) wird die elektrische Arbeit des SOEC-Elektrolyseurs aus der Betriebsspannung bestimmt.

$$P_{el,DC,SOEC} = U_{Betrieb} \cdot I \quad (7.4)$$

Das Modell kann sowohl für die reine Dampfelektrolyse als auch für die Co-Elektrolyse eingesetzt werden. Für den Basisfall wurden die Temperatur auf 800 °C , der Druck auf 1 bar und die Stromdichte auf $i = 1 \text{ A/cm}^2$ festgelegt.

Elektrolyseure werden mit Gleichstrom betrieben [106]. Dies macht den Einsatz eines Gleichrichters notwendig. Dessen Wirkungsgrad $\eta_{AC/DC}$ wurde mit 96% angenommen [66].

$$P_{el,AC,i} = \frac{P_{el,DC,i}}{\eta_{AC/DC}} \quad (7.5)$$

Limitierungen des Modelles

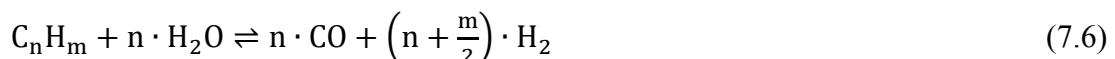
Die elektrochemischen Vorgänge in einer SOEC-Zelle sind noch nicht exakt verstanden [173]. Im vorliegenden Modell wird angenommen, dass die elektrochemische Co-Elektrolyse nach dem Faraday-Gesetz abläuft. Dabei werden kinetische Effekte nicht

berücksichtigt. Außerdem bleiben die Degradation des Elektrolyseurs sowie die in der Elektrolysezelle ablaufenden Vorgänge und das Temperaturprofil innerhalb der Zelle unberücksichtigt. Auch weitere Widerstände und Verluste bleiben unberücksichtigt. Daher ist das Modell für eine Auslegung oder detaillierte Studie des SOEC-Betriebs nicht einsetzbar. Das Modell ist für den Einsatz in Fließbildsimulationen zur techno-ökonomischen Bewertung unter Berücksichtigung der Hauptverluste in Abhängigkeit der Eintrittszusammensetzung, der Betriebstemperatur und des Betriebsdrucks konzipiert.

7.5 Synthesegaserzeugung

7.5.1 Reverse Wassergas-Shift-Reaktion

Das Modell des RWGS-Reaktors besteht aus zwei Teilmodellen: einem Reaktormodell, das die chemische Konversion abbildet und einem Brennermodell, welches die Verbrennung von Brenngas abbildet. Das Reaktormodell besteht aus zwei Wärmetauschern, einem Reaktor und einem Wasserverdampfer. Die Berechnungsmethode des Reaktors folgt der Minimierung der freien Energie. Das gewählte Modell berechnet das thermodynamische Gleichgewicht für die im Reaktor befindlichen Stoffe. Die Annahme des thermodynamischen Gleichgewichts ist für hohe Temperaturen gültig (vergleiche Kapitel 3.4.1). Daher werden die Betriebstemperatur und damit gleichzeitig die Gleichgewichtstemperatur auf 900 °C festgelegt. Durch die Rückführung von gasförmigen Kohlenwasserstoffen werden neben den Reaktionen (3.10) - (3.14) auch höherwertige Kohlenwasserstoffe nach Reaktionsgleichung (7.6) reformiert.



Auch für diese Reaktion wird das thermodynamische Gleichgewicht angenommen. Für den Referenzfall entspricht der Betriebsdruck dem Betriebsdruck der FT-Synthese. Zur Energieeinsparung wurde mithilfe der beiden Wärmetauscher eine Wärmerückgewinnung realisiert. Unter der Annahme einer Temperaturdifferenz von $\Delta T = 150$ K wird der Eingangsstrom auf 750 °C vorgewärmt.

Um eine Verkokung des Reaktors zu vermeiden, wird in jedem Berechnungsschritt der BSF bestimmt und mit dem Sollwert $BSF = 2$ verglichen. Wird der Sollwert nicht erreicht, wird über den Verdampfer Wasserdampf bei $T = 225$ °C und $p = 25$ bar hinzugegeben, bis die Bedingung für den BSF erfüllt ist.

Das Brennermodell besteht aus vier Teilen: einer Brennluftversorgung, einem adiabaten Brennkammermodell, einem Wärmetauscher und einer Rekuperationseinheit. Die Brennluftversorgung wird im Referenzfall durch ein Gebläse dargestellt, welches Umgebungsluft ansaugt und der Brennkammer zuführt. Für die Verfahrensoption der maximalen Luftvorwärmung wird die Brennluft vor Eintritt in die Brennkammer in einem Wärmetauscher zusätzlich vorgewärmt. Die Verfahrensoption Oxyfuel ist mit einem Mischer ausgestattet, um den reinen Sauerstoff mit CO_2 zu vermischen. Die adiabate Brennkammer wird durch ein stöchiometrisches Reaktormodell abgebildet, in dem für jede brennbare Komponente die entsprechende Verbrennungsreaktion mit den Produkten CO_2 und H_2O automatisch erzeugt wird. Im Referenzfall und für die Luftvorwärm-Option wird der Brennluftmassenstrom über das Verbrennungsluftverhältnis geregelt. Die Verbrennung erfolgt überstöchiometrisch mit einem Verbrennungsluftverhältnis von $\lambda = 1,15$. Die Oxyfuel-Verbrennung erfolgt stöchiometrisch ($\lambda = 1,00$). Zur Regelung der adiabatischen Verbrennungstemperatur wird CO_2 aus dem Abgas rezykliert, dabei wurde eine adiabatische Verbrennungstemperatur von 2.500 °C gewählt [29]. Im nächsten Modellierungsschritt wird das Brennkammerabgas in einem Wärmetauscher auf 900 °C abgekühlt. Die übertragene

Energiemenge entspricht der benötigten des RWGS-Reaktors. Im letzten Schritt wird das Brennerabgas in einem Wärmerückgewinnungssystem, das durch einen Wärmetauscher modelliert ist, auf 150 °C abgekühlt. Für die Oxyfuel-Option wird das Abgas auf 30 °C abgekühlt, wodurch das Wasser aus dem Abgasstrom auskondensiert wird. Die Auskondensation wird durch eine Gas-Flüssigkeits-Abtrennung modelliert. Ein reiner CO₂-Abgasstrom entsteht.

Limitierungen des Modelles

Obwohl die Annahme des thermodynamischen Gleichgewichtes für hohe Temperaturen als ausreichend gilt, liegt eine wesentliche Limitierung des Modells in der korrekten Darstellung, ob der eintretende Gasstrom zu Verkokung führt. Durch die Anwendung des BSF wird versucht dieser Verkokungsgefahr Rechnung zu tragen. Jedoch berücksichtigt der BSF ausschließlich das Boudouard-Gleichgewicht. Melman et al. verwendeten diesen Faktor für Berechnungen einer Festoxidbrennstoffzelle [119]. Daher ist eine experimentelle Untersuchung der Gültigkeit des BSF beziehungsweise Bestimmung der Verkokungsgrenzen notwendig. Der Einfluss des BSF ist in Anhang B.3 dargestellt und es ist gezeigt, dass der Einfluss auf den chemischen Wirkungsgrad gering ist.

7.5.2 Reformierung

Auswahl der Reformierungstechnologie

Durch die Implementierung eines Rückflusssystems in der Verfahrensroutenroute COEL werden nicht umgesetzte Edukte und gasförmige Nebenprodukte (vornehmlich KWS der Kettenlängen C₁ bis C₄, Details siehe Kapitel 7.7) zurückgeführt. Um eine Akkumulierung der Nebenprodukte im Prozess zu vermeiden, müssen diese mittels Reformierung in Synthesegas umgewandelt werden. Als Reformierungstechnologie wurde das autothermische Reformieren ausgewählt. Die Vorteile dieses Verfahrens begründen diese Wahl:

- kein zusätzlicher Brennstoff notwendig;
- Sauerstoff aus der Elektrolyse steht als Oxidationsmittel zur Verfügung;
- wird bereits in kommerziellen FT-Anlagen eingesetzt;
- Synthesegaszusammensetzung kompatibel zur FT-Synthese;
- große Einzelstranganlagen möglich, kompakte Bauweise, positive ökonomische Skaleneffekte.

Modellierung

Der Reformierungsprozessschritt besteht aus Prozessgasvorwärmer, autothermen Reformer, Wärmerückgewinnung und Wasserabscheidung. Eine Dampf- und Sauerstoffzumischung vervollständigen das Modell.

Das Prozessgas wird mit Wasserdampf und Sauerstoff gemischt und auf die Reformereintrittstemperatur von 600 °C aufgeheizt [29]. Der Wasserdampfstrom wird so eingestellt, dass das Dampf-zu-Kohlenstoffverhältnis am Eintritt des autothermen Reformers $S/C = 0,6$ entspricht [20], [29], [120]. Für den autothermen Reformer wurde das thermodynamische Gleichgewicht bei isothermen Bedingungen angenommen [174]. Die Betriebstemperatur wurde auf 1100 °C festgelegt und entspricht der typischen Temperatur am Katalysatoraustritt [174], [175]. In autothermen Reformern wird die für die katalytischen Reformierungsreaktionen benötigte Energie reaktorintern über partielle Verbrennung bereitgestellt. Daher wird die Sauerstoffzugabe so eingestellt, dass der autotherme Reformer nach außen adiabat ist. Die Wasserabscheidung nach der Wärmerückgewinnung wurde durch eine Gas-Flüssigkeits-Abtrennung bei 30 °C und 25 bar modelliert.

Limitierung des Modelles

Analog zum RWGS-Modell beruht das Reformiermodell auf dem thermodynamischen Gleichgewicht. Dies erlaubt eine Modellierung mit robusten Ergebnissen für Aussagen bezüglich der Produktzusammensetzung und des Energiebedarfs. Eine Detailauslegung der Reformier ist mit diesen Modellen nicht möglich, aber für die techno-ökonomische Bewertung auch nicht notwendig.

7.6 Fischer-Tropsch-Synthese

Festlegung Betriebsbedingungen

Das Zielprodukt dieser Arbeit, synthetisches paraffinisches Kerosin, besteht größtenteils aus n-Alkanen und iso-Alkanen (siehe Kapitel 2.2). Nach Tabelle 3.5 weist die Niedertemperatursynthese in Verbindung mit einem Kobaltkatalysator die höchste Ausbeute an n-Alkanen auf und wird daher ausgewählt. Diese Kombination wird auch in der Mehrzahl der kommerziellen Anlagen zur SPK-Produktion eingesetzt [31]. In Anlehnung an die kommerzielle Großanlage Pearl GTL wurde als Reaktortyp ein Rohrbündelfestbettreaktor gewählt [20], [176]. Rohrbündelfestbettreaktor erlauben eine einfache Kapazitätsvergrößerung („Scale up“) durch sogenanntes „number up“, also die Aufstellung paralleler Produktionsstränge. Tabelle 7.2 fasst die für das Modell gewählten Parameter zusammen. Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit wurde so bestimmt, dass der Anteil der Kerosinfraktion im FT-Produkt maximal wird.

Tabelle 7.2: Modellparameter der Fischer-Tropsch-Synthese.

Parameter	Symbol	Einheit	Wert	Quelle
Kettenwachstumswahrscheinlichkeit	α	-	0,8515	^a
Betriebstemperatur	T_{FT}	°C	225	[177]
Betriebsdruck	p_{FT}	bar	25	[177]
H ₂ /CO-Verhältnis	$r_{H_2/CO}$	-	2,05	[177]
Molanteil an Reaktanten	F_{H_2+CO}	-	0,5	[68]
Pro-Durchgang CO-Umsatz	X_{CO}	%	40	[47]

^a eigene Berechnung

Modellierung

Die Fischer-Tropsch-Synthese wurde mit einem stöchiometrischen Reaktormodell abgebildet. Dabei wurden insgesamt 32 Reaktionen nach der Reaktionsgleichung (3.16) abgebildet. Dabei entstehen sowohl die n-Alkane CH₄ bis C₃₀H₆₂ als auch C₃₂H₆₆ und C₃₆H₇₄. Der molare Teilumsatz wird aus der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit und dem CO-Umsatz pro Reaktordurchgang bestimmt. Der molare Teilumsatz für die Synthese von C₃₆H₇₄ entspricht dabei einem akkumulierten Umsatz für die Kettenlängen C₃₆ und länger. Aus modellierungstechnischen Gründen ist dem Reaktor eine Gas-Flüssigkeitsabscheidung nachgeschaltet, um den für die Niedertemperatursynthese typischen gasförmigen und flüssigen Produktstrom abzubilden. Die entstehende Reaktionswärme wird in einem Wärmetauscher mittels Wasserverdampfung abgeführt. Dabei hat das eintretende Kühlwasser eine Temperatur von 200 °C und eine Austrittstemperatur von 225 °C. Der Kühlwasserdruck beträgt 20 bar.

Limitierungen des Modelles

Das Modell erlaubt die Berechnung der FT-Produktzusammensetzung in Abhängigkeit von der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit α . Zusätzlich sind Variationen des CO-Umsatzes pro Reaktordurchgang und des Molanteiles an Reaktanten im Eintrittsstrom modellierbar. Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit wird im vorliegenden Modell als Variable verwendet, dabei bleibt die Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit von Betriebstemperatur, -druck, H_2/CO -Verhältnis, Reaktantenanteil und Katalysatorbeschaffenheit unberücksichtigt. Das Modell erlaubt eine Abschätzung, inwieweit Produktverteilung und Prozessleistungsfähigkeit von α abhängen. Die Reduzierung der Modellierung auf n-Alkane ist unter der Annahme einer kobaltkatalysierten Niedertemperatursynthese für diese Arbeit vertretbar [43], [66]. Die Repräsentation der Kohlenwasserstoffe mit Kettenlängen länger als C_{36} als Akkumulation durch $C_{36}H_{74}$ ist eine übliche Vereinfachung der Modellierung der FT-Synthese [35], [66]. Das Modell erlaubt keine detaillierte Reaktorauslegung.

7.7 Produktauftrennung und -aufbereitung

7.7.1 Gas Loop Design und Modellierung

Für die untersuchten Verfahrensrouten wurden zwei Gas Loop Designs konzipiert, wobei die Produktauftrennung für beide Routen gleich ist. Es wurde eine vierstufige Produktauftrennung entwickelt. Dabei wurde für die erste Trennstufe ein Gas-Flüssigtrennmodell gewählt und für die folgenden drei Trennstufen ein Gas-Flüssig-Flüssigtrennmodell. Um Auskondensation von Wasser im ersten Trennschritt zu vermeiden, wurde die Temperatur auf 150 °C eingestellt. Die Temperatur der zweiten Trennstufe ist 70 °C. Damit erfolgt die Abtrennung einer Fraktion im Bereich des Kerosinschnittes mit gleichzeitiger Wasserabscheidung. Die dritte Trennstufe operiert bei einer Temperatur von 40 °C. Hier wird eine Kettenlängenverteilung im Bereich der Benzinfraktion mit gleichzeitiger Wasserabscheidung abgetrennt. Durch die letzte Trennstufe bei -15 °C wird eine nahezu vollständige Abtrennung der zur Benzinfraktion gehörenden n-Alkane C_5H_{12} und C_6H_{14} erreicht. Die Produktströme der zweiten und dritten Trennstufe werden durch Entspannungstrommeln auf Umgebungsdruck gebracht. Der Produktstrom der ersten Trennstufe wird bei Prozessdruck dem Raffinationsteil zugeführt.

Die Restgasweiterverarbeitung der Konzepte mit reiner Wasserelektrolyse unterscheidet sich jedoch signifikant von der des Konzepts mit Co-Elektrolyse. Bei den Wasserelektrolysekonzepten (PEM+RWGS und SOEC+RWGS) wird das Restgas aus der Produktauftrennung gesammelt und bildet einen Rückflussstrom. Dieser wird in die drei Ströme interner Rückfluss, externer Rückfluss und Brenngas aufgeteilt. Die Aufteilung des Gesamtrückflussstromes erfolgt iterativ mithilfe von zwei Konvergenzkriterien. Das erste Kriterium ist der Molanteil an Reaktanten der FT-Synthese (F_{H_2+CO} siehe Kapitel 7.6), welcher durch Variation der Menge des internen Rückflusses eingestellt wird. Das zweite Kriterium ist, dass die benötigte Wärme der RWGS gleich der durch den Brenner bereitgestellten Wärme ist. Dies wird durch eine Zielwertfindung zur Bestimmung des Anteils von externem Rückfluss zu Brenngas realisiert. Die Restgasweiterverarbeitung für diese Verfahrenskonzepte ist ein Verteilsystem. Eine Wiedernutzung des externen Rückflussstroms erfolgt direkt im RWGS-Reaktor in der Hauptprozesskette. Beim Co-Elektrolyse-Konzept wird der Gesamtrückfluss in zwei Ströme aufgeteilt: dem internen und externen Rückfluss. Die jeweiligen Anteile werden durch Zielwertfindung mit der Zielgröße Molanteil an Reaktanten (F_{H_2+CO}) im Zufluss der FT-Synthese berechnet.

Aus dem externen Rückfluss wird zuerst CO₂ abgeschieden und anschließend erfolgt die Reformierung im ATR. Aufbereitetes Synthesegas wird anschließend mit dem internen Rückfluss und frischen Synthesegas aus der SOEC vermischt und dem FT-Reaktor zugeleitet.

7.7.2 Raffination

Modellierung

Der Hydrocracker wurde mit einem Reaktormodell, das mit einem konstanten Umsatz eine konstante Produktzusammensetzung berechnet, modelliert. Dafür ist die Eingabe der massenbezogenen Ausbeute für jede bei der Reaktion entstehende Komponente notwendig. Diese wurde aus einer experimentell bestimmten Produktverteilung eines Hydrocrackers ermittelt [178]. Die Betriebstemperatur wurde auf 370 °C festgelegt, der Druck auf 35 bar [178]. Die Wasserstoffzugabe entspricht dem real verbrauchten Wasserstoff der Crackreaktionen. Es wurde außerdem angenommen, dass das Hydrocrackerprodukt nur aus n-Alkanen besteht. Dem Hydrocracker nachgeschaltet ist eine Rektifikationskolonne, die Kohlenwasserstoffe mit einer Kettenlänge größer C₁₇ zum Hydrocracker zurückführt. Gasförmige KWS werden als Brenngas im Brenner genutzt oder dem ATR zugeführt. Der flüssige Teil wird als Endprodukt gewertet.

Limitierung

Das Hydrocrackermodell erlaubt die Bestimmung des Wasserstoffbedarfs des Hydrocrackers und berechnet eine konstante von der Eintrittszusammensetzung unabhängige Produktverteilung. Das Hydrocrackerprodukt ist als Modellgemisch zu verstehen. Damit kann die maximal mögliche flüssige Produktmenge für verschiedene Verfahren bestimmt werden. Die Nichtberücksichtigung der iso-Alkane ist eine in techno-ökonomischen Studien vertretbare Vereinfachung [43], [46], [66]. Diese Vereinfachung hat keinen Einfluss auf die Dichte, jedoch auf die Siedetemperatur. Die Siedetemperatur von iso-Alkanen ist geringer als von n-Alkanen. Dies hat einen Effekt auf die qualitativen Bewertungsparameter hinsichtlich der Siedetemperaturen (vergleiche Tabelle 2.1). Da die Spezifikation Maximalwerte angibt, kann für die techno-ökonomische Bewertung angenommen werden, dass eine Spezifikationserfüllung durch das n-Alkangemisch ebenfalls durch Zumischung von iso-Alkanen erfüllt ist.

7.8 Weitere Technologien

In den folgenden Unterkapiteln wird die Modellierung der Balance-of-Plant-Komponenten, der Rektifikationskolonnen, der CO₂-Abscheidung und des Dampfturbinenkreislaufes beschrieben.

7.8.1 Balance-of-Plant-Komponenten

Als Balance-of-Plant-Komponenten werden Infrastrukturaggregate wie Pumpen oder Kompressoren bezeichnet. In dieser Arbeit wurden Pumpen, Kompressoren und Mehrstufenkompressoren eingesetzt um die notwendige Arbeit für die Verdichtung von Flüssigkeiten und Gasen auf Prozessdruck zu bestimmen. Neben den in Tabelle 7.3 aufgelisteten Annahmen wurde zusätzlich angenommen, dass die genannten Effizienzen unabhängig vom zu verdichtenden Stoff sind. Es wird ein polytropisches Kompressormodell verwendet, ab einer Druckerhöhung von 10 bar werden Mehrstufenkompressoren eingesetzt.

Tabelle 7.3: Modellannahmen der Balance-of-Plant-Komponenten.

Apparat	Pumpen-/ Kompressoreffizienz	Antriebs-effizienz	Quelle
Pumpe	40 %	95 %	[145]
Kompressor	72 %	95 %	[145]
Mehrstufenkompressor	72 %	95 %	[145]

7.8.2 Rektifikationskolonnen

Die Rektifikation der flüssigen KWS-Ströme erfolgt mittels Destillationskolonnen. Diese wurden vereinfachend mit der Methode von Winn-Underwood-Gilliland modelliert [135]. Dabei wird die Winn-Gleichung zur Berechnung der minimalen Stufenzahl benutzt, anschließend wird das minimale Rückflussverhältnis nach der Underwood-Gleichung berechnet. Mit der Gilliland-Gleichung wird das aktuelle Rückflussverhältnis für eine festgelegte Stufenzahl bestimmt. Die Methode zeichnet sich durch robustes und schnelles Berechnungsverhalten aus. Sie dient der Berechnung einer vorläufigen überschlägigen Auslegung [164].

7.8.3 CO₂-Abscheidung

Chemische Absorption/Desorption

Bei der CO₂-Wäsche wird das Rauchgas durch eine Absorberkolonne geleitet. Dabei bindet sich das CO₂ chemisch an das Waschmittel. Das beladene Waschmittel wird in eine Desorptionskolonne geleitet. Die Desorption erfolgt durch eine Temperaturerhöhung. Der Hauptenergiebedarf der chemischen Wäsche fällt in Form von thermischer Energie an, die durch Dampf bereitgestellt wird. Die Regenerationstemperatur wird bei Monoethanolamin-Wäschen (MEA-Wäschen) mit 120 °C angegeben [179]. Kuramochi et al. [73] führten einen intensiven Vergleich unterschiedlicher CO₂-Abscheidungstechnologien für Industrieprozesse durch. Diesem Vergleich wurde der Energiebedarf für ausgewählte Prozesse entnommen (siehe Tabelle 7.4). Kuramochi et al. [73] legen dar, dass vor allem im Zementsektor die Nachrüstung von bestehenden Anlagen mit CO₂-Wäschen mit geringem technischem Risiko verbunden ist, jedoch die thermische Energie für die Waschmittelregeneration nicht als Prozessabwärme bereitsteht. Es ist eine zusätzliche externe Energiequelle wie beispielsweise die Verbrennung von Erdgas notwendig. Die CO₂-Abscheidung wird für die techno-ökonomische Bewertung im Rahmen der energetischen Betrachtung berücksichtigt. Dazu wurde die Energiebilanz der Pinch-Analyse durch einen aufzuwärmenden Strom erweitert, der den Energieaufwand der Waschmittelregeneration abbildet. Das Temperaturniveau entspricht der Regenerationstemperatur von Monoethanolamin-Wäschen.

Tabelle 7.4: Energiebedarf der Abtrennung von CO₂ aus industriellen Abgasströmen [73].

	Dampf		Strom	
	MEA	Beste verfügbare Technologie	MEA	Beste verfügbare Technologie
Zementproduktion – Nach der Verbrennung	3,7 GJ/t _{CO₂}	2,7 GJ/t _{CO₂}	203 kWh/t _{CO₂}	150 kWh/t _{CO₂}
Stahlproduktion – Hochofen	4,4 GJ/t _{CO₂}	2,5 GJ/t _{CO₂}	150 kWh/t _{CO₂}	139 kWh/t _{CO₂}
Raffinerie – Katalytischer Cracker	3,7 GJ/t _{CO₂}	2,7 GJ/t _{CO₂}	203 kWh/t _{CO₂}	150 kWh/t _{CO₂}

Selexol™-Prozess

Im Selexol™-Prozess wird das CO₂ physikalisch unter Druck an die Absorptionsflüssigkeit gebunden und durch diese aus dem Prozess geführt. Die Regeneration erfolgt durch Entspannung der mit CO₂ beladenen Absorptionsflüssigkeit. Die reine Absorptionsflüssigkeit wird wieder auf den Prozessdruck des Absorbers komprimiert. Dies erfolgt in der Regel durch elektrisch angetriebene Pumpen [102]. Der elektrische Energiebedarf für den Selexol™ Prozess wurde auf 21 kWh/t_{CO₂} abgeschätzt [180]. Dieser wird in der Berechnung des Power-to-Liquid-Wirkungsgrades berücksichtigt.

Abscheidung aus der Luft

Die Abscheidung von CO₂ aus der Luft ermöglicht die Schließung des Kohlenstoffkreislaufes. Die Firma Climeworks hat ein System entwickelt, das auf der chemischen Adsorption von CO₂ auf einem festen Sorbent basiert. Die Regeneration des Sorbents erfolgt durch Erwärmung auf 95 °C. Die thermische Energie beziffert sich auf 5,4 - 7,2 GJ/t_{CO₂}, zusätzlich ist eine elektrische Energie von 200 - 300 kWh/t_{CO₂} erforderlich [72], [104]. Analog zur Modellierung der chemischen Wäschen, wird der Energieaufwand zu Regeneration des Sorbents als zusätzlicher kalter Strom in der Pinch-Analyse berücksichtigt.

7.8.4 Dampfturbinenkreislauf

In einem Dampfturbinenkreislauf wird überhitzter, unter Druck stehender Dampf in einer Dampfturbine entspannt. Die Dampfturbine treibt einen Generator an, der Strom produziert [181]. Die Dampfturbine wird im Fließbildmodell durch das Standardmodell für Turbinen repräsentiert [164]. Es wurde ein isentroper Wirkungsgrad von $\eta_{\text{isentrop}} = 70\%$ und eine mechanische Effizienz von $\eta_{\text{mechanisch}} = 95\%$ angenommen [145]. Nach vollständiger Kondensation wird das Wasser auf den FT-Kühlwasserdruck von $p_{\text{Kühlwasser}} = 20$ bar verdichtet.

7.9 Durchführung der Pinch-Analyse

Die Pinch-Analyse wird mit dem Softwareprogramm Aspen Energy Analyzer® durchgeführt. Dazu werden die Ströme mit Temperaturänderungen aus den Fließbildsimulationen eingelesen. Phasenänderungen werden durch Segmentierung der Ströme berücksichtigt. Zuerst wird die minimale Temperaturdifferenz bestimmt, indem die jährlichen Gesamtkosten für das zu untersuchende Verfahrenskonzept minimiert wurden. Anschließend wurde das Wärmetauschernetzwerk ausgehend vom Pinch-Point manuell erstellt.

Die Basisapparatekosten der Wärmetauscher sind Anhang C.3 zu entnehmen. Um die Energiebilanz der Gesamtanlage zu schließen wurden die in Tabelle 7.5 zusammengestellten Hilfsaggregate ausgewählt. Die Preise der entsprechenden Hilfsstoffe sind in Anhang C.4 aufgelistet.

Tabelle 7.5: Zusammenstellung der Hilfsaggregate und der entsprechenden Hilfsstoffe der Pinch-Analyse.

Hilfsapparat	Temperatur- niveau °C	Hilfsstoff	Funktion
Kühlwasser	15 - 30	Kühlwasser	Kühlen
Kälteanlage 1	-5 - -4	Strom	Kühlen
Kälteanlage 2	-45 - -44	Strom	Kühlen
Dampferzeugung 2,3 bar	124 - 125	Niederdruckdampf	Kühlen
Dampferzeugung 8,8 bar	174 - 175	Mitteldruckdampf	Kühlen
Dampferzeugung 20 bar	224 - 225	FT-Dampf	Kühlen
Elektrischer Heizer	-	Strom	Heizen

8 Techno-ökonomische Prozessbewertung Referenzfall

In diesem Kapitel werden die technischen und ökonomischen Parameter des Verfahrenskonzeptes PEM+RWGS beschrieben, das den Referenzfall darstellt. Die Annahmen und Modellierungsparameter des Referenzfalles wurden in Kapitel 7 definiert. Es gilt das Referenzszenario S-REF. Zuerst werden die Fließbildsimulationsergebnisse dargelegt. Anschließend werden die Resultate der energetischen Analyse dargestellt. Dann werden die Resultate der verfahrenstechnischen Kostenschätzung erläutert. Mit Sensitivitätsanalysen werden diese Ergebnisse diskutiert und eingeordnet. Zuletzt erfolgt die abschließende Bewertung des Konzeptes und die Darstellung der daraus resultierenden Schlussfolgerungen.

8.1 Technische Ergebnisse Verfahrenskonzept PEM+RWGS

In diesem Abschnitt werden die Ergebnisse der Fließbildsimulation für den Basisfall des Konzeptes PEM+RWGS präsentiert. Die technische Analyse fokussiert auf die stofflichen Resultate. In der energetischen Analyse werden die Ergebnisse der Pinch-Analyse diskutiert. Abschließend werden die technischen Prozessbewertungsparameter diskutiert.

8.1.1 Technische Analyse

Für die Produktion von 60 t/h synthetischer Kohlenwasserstoffe werden 30,6 t/h H_2 und 231,2 t/h CO_2 benötigt. Dafür müssen 273,3 t/h H_2O durch Elektrolyse gespalten werden. Als Nebenprodukt entstehen 242,7 t/h O_2 . Damit ergibt sich eine Elektrolysesystemleistung von 1.462 MW. Unter Berücksichtigung der Umwandlung von Wechsel- in Gleichstrom ergibt sich eine elektrische Anschlussleistung des Elektrolysesystems von 1.523 MW. Von den 30,6 t/h H_2 werden 0,1 t/h im Hydrocracker verbraucht. Abbildung 8.1 zeigt das Massenflussdiagramm des PEM+RWGS-Konzeptes.

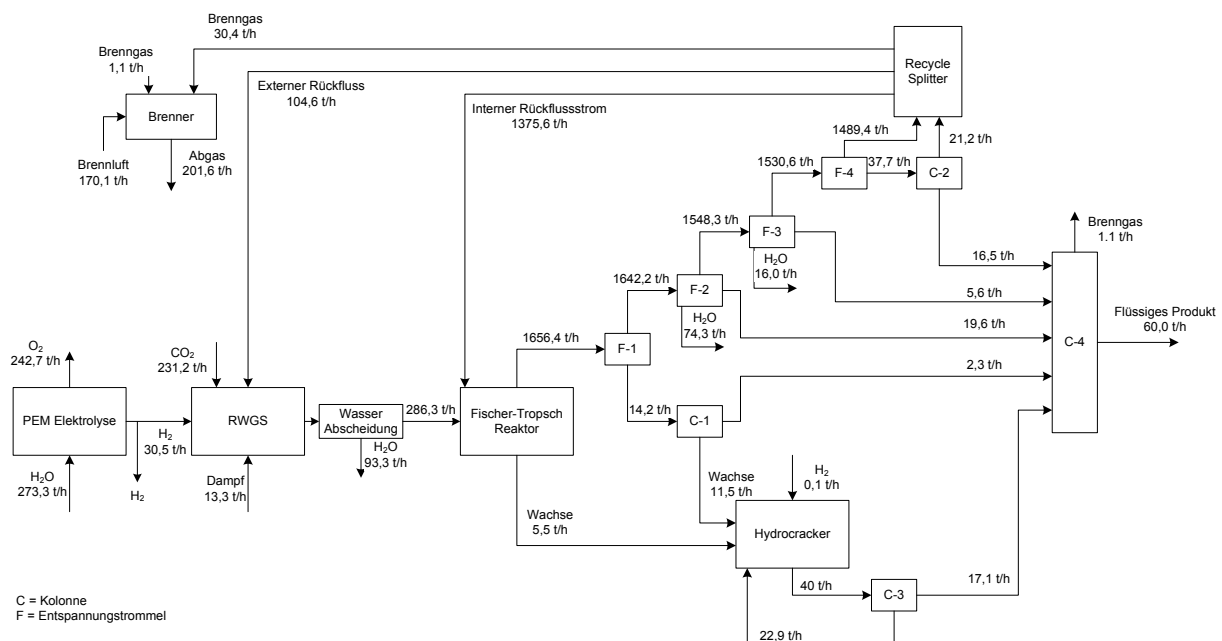


Abbildung 8.1: Massenflussdiagramm des PEM+RWGS-Konzeptes.

Zur Bereitstellung von 71,3 MW Hochtemperaturwärme für die RWGS durch den Brenner wird eine Brennluftzufuhr von 170,1 t/h benötigt. Der Brenner erzeugt einen Abgasstrom von 201,6 t/h. Zur Einstellung der Reaktionsbedingungen der RWGS werden zusätzlich 13,3 t/h Dampf benötigt. Die Kühlung der Fischer-Tropsch-Synthese erfolgt mithilfe eines Kühlwasserkreislaufes mit einer Kapazität von 408,2 t/h. Insgesamt werden 227,5 MW an Abwärme von der exothermen FT-Reaktion abgeführt. Bei der Synthese fällt Abwasser an. Der aufzubereitende und abzuführende Abwasserstrom beträgt 183,6 t/h.

Die Verdichtung des eintretenden CO₂-Stromes auf den Anlagendruck von 25 bar erfordert einen Kompressor mit einer Leistung von 19,9 MW. Der für den Hydrocracker benötigte Wasserstoff wird vom Betriebsdruck der Elektrolyse (25 bar) auf den Betriebsdruck des Hydrocrackers (35 bar) verdichtet. Der Kompressor hat eine Leistung von 15,6 kW. Die Druckverluste des Gesamtprozesses werden durch die Komprimierung des Rückflusses berücksichtigt. Dazu ist eine Verdichterleistung von 8,5 MW aufzubringen. Die Brennluft wird mit einem Gebläse mit einer Leistung von 1,4 MW dem Brenner zugeführt. Die Verdichtung der Wachsströme auf den Hydrocrackerbetriebsdruck erfolgt durch drei Pumpen mit einer Leistung von 7,3 kW, 58,1 kW und 116,3 kW. Das Frischwasser, das nach Verdampfung der RWGS zugeleitet wird, wird ebenfalls mit einer Pumpe verdichtet. Es wird eine Leistung von 22,9 kW benötigt. Die Pumpenleistung, die für die Verdichtung des Frischwassers für die Elektrolyse benötigt wird, beträgt 480,2 kW.

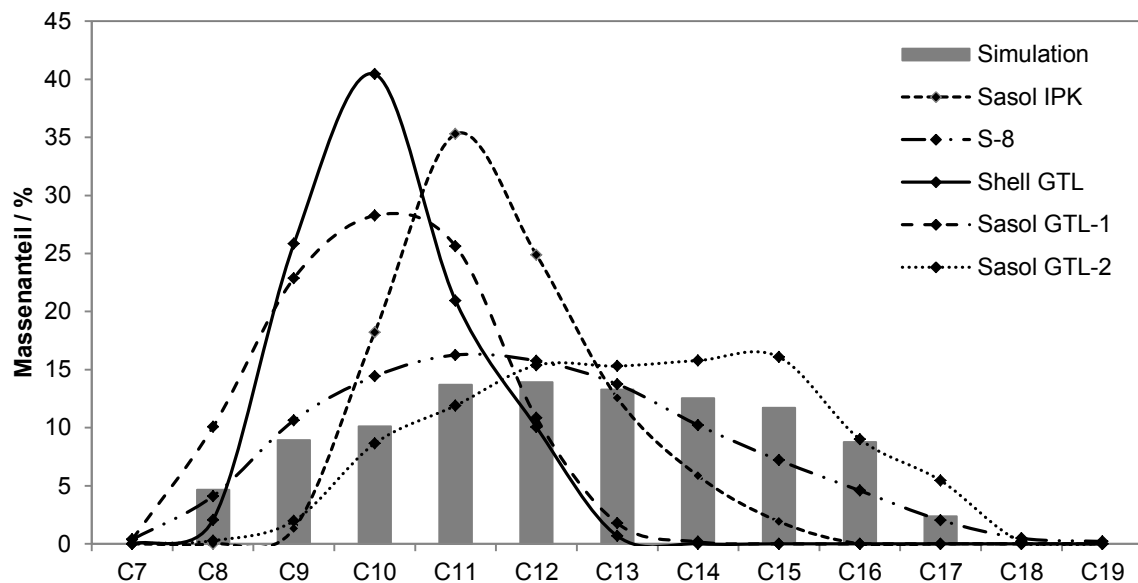


Abbildung 8.2: Vergleich der Stoffzusammensetzung des modellierten SPKs mit experimentellen Daten [31]. Experimentelle Daten auf Kohlenstoffanzahl normiert.

Es werden 27,9 % des in der Fischer-Tropsch-Synthese produzierten Produktes dem Hydrocracker zugeleitet. Der SPK-Anteil des Endproduktes beträgt $\eta_{\text{SPK}} = 72,5 \%$. Abbildung 8.2 vergleicht die Stoffzusammensetzung des produzierten SPKs mit den in Kapitel 2.2 vorgestellten SPKs. Dabei ist eine hohe Vergleichbarkeit mit den Produktzusammensetzungen der in GTL-Anlagen produzierten SPKs von Sasol (Sasol GTL-2) und Syntroleum (S-8) zu erkennen. In beiden Verfahren wird wie in dieser Arbeit die kobaltkatalysierte Niedertemperatur-FT-Synthese in Verbindung mit einem Hydrocracker eingesetzt. Die Dichte des Gemisches beträgt 740,8 kg/m³ und liegt damit innerhalb der Vorgaben der Spezifikation. Das Nebenprodukt besteht zu 91 % aus Kohlenwasserstoffen im Bereich der Benzinfraktion mit Kettenlängen zwischen C₅ und C₈. 9 % des Nebenproduktes sind der Dieselfraktion mit

Kettenlängen im Bereich zwischen C_{18} und C_{20} zuzuordnen. Die Stoffzusammensetzung des Endproduktes ist in Anhang D.1 abgebildet.

8.1.2 Energetische Analyse

Mit der Pinch-Analyse wurden 16 heiße Ströme und 11 kalte Ströme identifiziert. Zur Abkühlung der heißen Ströme ist eine Kühlleistung von 643,5 MW aufzubringen. Zur Aufheizung der kalten Ströme ist insgesamt eine Wärmeleistung von 234,7 MW bereitzustellen. Das Pinch-Point-Diagramm in Abbildung 8.3 zeigt, dass die Temperaturniveaus und Energiemengen der warmen Ströme ausreichen um die benötigte Wärmeleistung für die kalten Ströme zu decken.

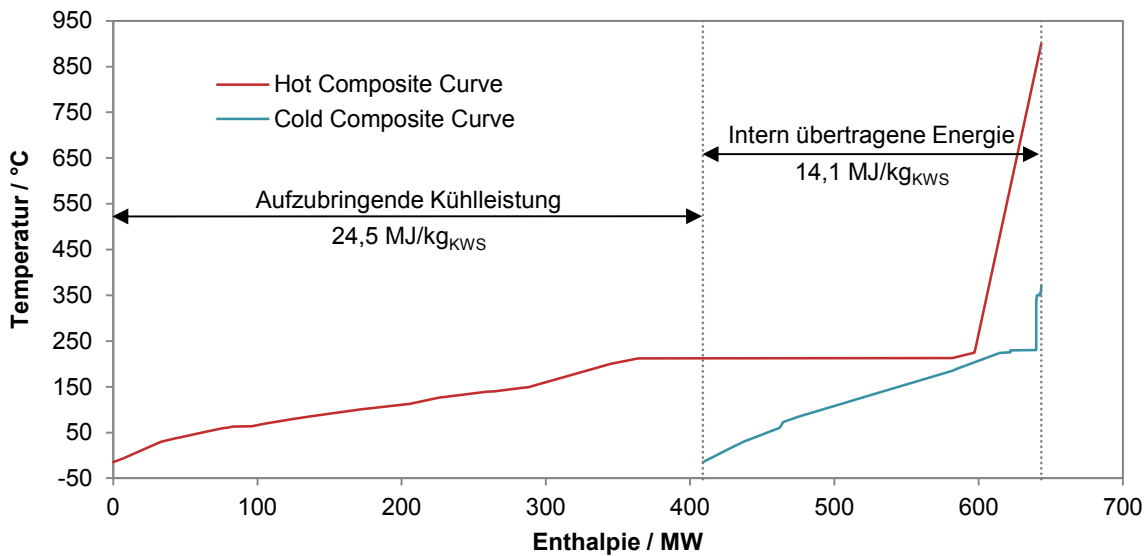


Abbildung 8.3: Pinch-Diagramm des PEM+RWGS-Konzeptes.

Die abzuführende Wärmemenge der heißen Ströme reduziert sich auf 408,8 MW. Abbildung 8.3 verdeutlicht den hohen Wärmeüberschuss des Gesamtprozesses.

Zum Ausgleich der Energiebilanz werden Kühlwasser, Kälteanlagen und Dampfgeneratoren benötigt. Die jeweiligen Einsatztemperaturbereiche und Stoff- beziehungsweise Energiemengen sind in Tabelle 8.1 zusammengefasst. Zusätzlich muss noch die Pumpenleistung von 67,1 kW für die Weiterleitung des Abwassers berücksichtigt werden.

Tabelle 8.1: Zusammenstellung der Stoff- und Energiemengen der Hilfsstoffe zum Ausgleich der Energiebilanz.

Hilfsstoff	Temperatur-	Stoffmenge	Übertragene	Strom-
	niveau			
	°C	t/h	MW	MW
Kühlwasser	15 - 30	9624,3	167,7	3,5
Kälteanlage 1	-5 - -4	-	-	-
Kälteanlage 2	-45 - -44	-	13,0	8,6
Niederdruckdampf	124 - 125	34,6	21,3	-
Mitteldruckdampf	174 - 175	22,2	12,6	-
FT-Dampf	224 - 225	348,3	194,1	-

^a Für die Berechnung des PTL-Wirkungsgrades wird der elektrische Verbrauch des Hilfsaggregates berücksichtigt.

8.1.3 Technische Prozessbewertung

Tabelle 8.2 fasst die eintretenden und austretenden Massen- und Energieströme zusammen. Zusätzlich sind die Bewertungsparameter dargestellt.

Tabelle 8.2: Auflistung der technischen Prozessleistungsfähigkeit.

Energieströme		Massenströme	
<i>Eintrittsströme</i>	<i>MW</i>	<i>Eintrittsströme</i>	<i>t/h</i>
Elektrolyseleistung AC	1523,07	Wasser	273,3
H ₂ (LHV)	1019,06	H ₂	30,6
CO ₂ -Kompressor	19,92	CO ₂	231,2
Hydrocracker-Kompressor	0,02	Luft	170,1
Rückfluss-Kompressor	8,54	Kühlwasser	9624,3
Gebläse	1,36	Dampf	13,0
Pumpen Hydrocracker	0,18		
Pumpe RWGS	0,02		
Pumpe Kühlwasser	3,52		
Pumpe Abwasser	0,07		
Pumpe Elektrolyse	0,48		
Kälteanlage	8,56		
<i>Summe</i>	<i>1565,26</i>		
<i>Austrittsströme</i>	<i>MW</i>	<i>Austrittsströme</i>	<i>t/h</i>
KWS-Produkt (LHV)	734,13	KWS-Produkt	
Niederdruckdampf	21,29	Benzinfraktion	14,7
Mitteldruckdampf	12,63	SPK	43,5
FT-Dampf	194,13	Dieselfraktion	1,8
		O ₂	242,7
		Niederdruckdampf	34,6
		Mitteldruckdampf	22,2
		FT-Dampf	348,3
		Abwasser	183,6
		Abgas	201,6
<i>Prozessbewertungsparameter</i>		<i>Prozessbewertungsparameter</i>	
η_{ChemE}	72,0 %	η_{C}	79,9 %
η_{PTL}	46,9 %	η_{QFT}	14,7 %
Energiebedarf	26,1 kWh/kg _{KWS}	Rohstoffbedarf	
		H ₂	0,51 kg _{H2} /kg _{KWS}
		CO ₂	3,85 kg _{CO2} /kg _{KWS}
		η_{SPK}	72,5 %
		R_{n}	2,8
		R_{m}	5,4

Der chemische Wirkungsgrad der Umwandlung im modellierten Prozess liegt 10,1 % unter dem thermodynamischen Grenzfall. Die Gründe hierfür sind der zusätzliche Bearbeitungsschritt im Hydrocracker, Verluste durch die Stoffabtrennung und die energieintensive Rückführung und Reformierung von gasförmigen Nebenprodukten in der RWGS. Werden der Energieaufwand für Hilfsaggregate und Elektrolyse berücksichtigt, ergibt sich ein Power-to-Liquid-Wirkungsgrad von $\eta_{\text{PTL}} = 46,9 \%$. Die Verluste in Höhe von 53,1 % entfallen zu 34 % auf die chemische Umwandlung, zu 61 % auf die Elektrolyse und zu 5 % auf die Hilfsaggregate.

Dies verdeutlicht, dass die Elektrolyse die energieintensivste Schritt des PTL-Verfahrens ist. Die geringe Nutzung der Abwärme ($\eta_{Q_{FT}} = 14,7\%$) aus der FT-Synthese und die gleichzeitige Dampferzeugung, die durch die Abkühlung von Prozessströmen erfolgt, zeigen, dass ein substantieller Teil der Energieverluste in einem Bereich anfällt, der ein mögliches Nutzungspotential aufweist.

Die Energiebereitstellung für die RWGS durch die Verbrennung eines Teils der gasförmigen Nebenprodukte führt zu CO_2 -Emissionen im Abgas des Brenners. 20,1 % des in den Prozess eingetragenen CO_2 werden über den Brenner emittiert.

Die hohen Rückflussraten sind durch drei Effekte zu erklären: erzielbarer CO-Umsatz ($X_{\text{CO}} = 40\%$) in der FT-Synthese, zulässiger Reaktantenanteil ($F_{\text{H}_2+\text{CO}}$) für die FT-Synthese und unvermeidbare gasförmige Nebenprodukte der FT-Synthese. Das Rückflussverhältnis der modellierten Anlage liegt leicht über dem Bereich, der für andere XTL-Technologien angegeben wird. Kreuz et al. [42] geben das Rückflussverhältnis einer CTL-Anlage für einen CO-Umsatz von $X_{\text{CO}} = 80\%$ mit $R_m = 4,48$ an, für eine BTL-Anlage ist $R_m = 2,65$. Wird ein CO-Umsatz von $X_{\text{CO}} = 80\%$ für das PEM+RWGS-Konzept angenommen, sinkt das Rücklaufverhältnis auf $R_m = 2,42$. Dies liegt leicht unter dem in der Literatur angegebenen Bereich. Damit ist gezeigt, dass das berechnete Rückflussverhältnis in einem realistischen Bereich liegt.

8.2 Ökonomische Ergebnisse Verfahrenskonzept PEM+RWGS

8.2.1 Investitionskosten

Die Gesamtanlagenkosten im Referenzfall belaufen sich auf $\text{TPC} = 1.237$ Mio. €. Die fixen Investitionskosten betragen $\text{FCI} = 2.879$ Mio. €. Damit ergeben sich die Gesamtinvestitionskosten mit $\text{TCI} = 3.599$ Mio. €. Davon entfallen 64 % auf den Elektrolyseur, 32 % auf die Synthesanlage und 4 % auf die Hilfsanlagen. Abbildung 8.4 zeigt eine detaillierte prozentuale Aufteilung der Investitionskosten auf die einzelnen Apparate beziehungsweise Prozessschritte.

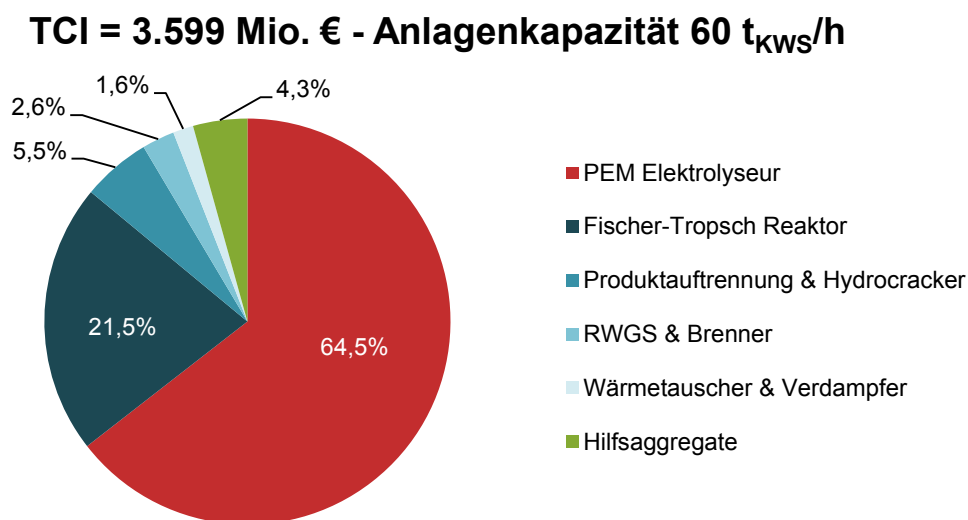


Abbildung 8.4: Prozentuale Verteilung der Gesamtinvestitionskosten (TCI) nach Apparaten und Prozessschritten.

Es wird deutlich, dass die Investitionskosten durch die Kosten für den Elektrolyseur dominiert werden. Eine detaillierte Auflistung der Apparatkosten für die Anlagenkapazität von 60 t_{KWS}/h ist in Anhang D.2 dargestellt. Die über die Lebensdauer von 30 Jahren annualisierten jährlichen Investitionskosten betragen ACC = 232 Mio. €/a.

8.2.2 Betriebskosten

Die Betriebskosten setzen sich aus Aufwendungen für Löhne, Wartung, Versicherung, Steuern, Rohstoffen und Hilfsstoffen sowie Erlösen für Nebenprodukte zusammen. Der Aufwand beläuft sich auch 1.698 Mio. €/a. Erlöse für Nebenprodukte summieren sich aus dem Verkauf des überschüssigen Dampfes und des Sauerstoffes der Elektrolyse auf 154 Mio. €/a. Dabei entsprechen die Erlöse aus dem Dampfverkauf 2,2 % und die Erlöse aus dem O₂-Verkauf 6,9 % des Aufwandes. Die Gesamtbetriebskosten ergeben sich als die Differenz aus Kosten und Erlösen zu TOP = 1.544 Mio. €/a. Tabelle 8.3 listet die Betriebskosten der einzelnen Kategorien auf.

Tabelle 8.3: Auflistung der Betriebskosten nach Kostenkategorien.

Kostenkategorie	Absolut	Relativ
	Mio. €/a	€/kg _{KWS}
<i>Aufwendungen</i>		
Löhne Anlagenbetrieb	4,3	0,01
Wartung Synthesanlage	71,6	0,14
Wartung Elektrolyse	46,1	0,09
Versicherung und Steuern	57,6	0,10
Strom für Elektrolyse	1.394,9	2,65
CO ₂ -Kosten	76,4	0,15
Hilfsstoffe	46,7	0,09
<i>Summe</i>	<i>1.697,6</i>	<i>3,23</i>
<i>Erlöse</i>		
O ₂	36,6	0,07
Dampf	117,3	0,22
<i>Summe</i>	<i>154,0</i>	<i>0,29</i>
Gesamtbetriebskosten (TOP)	1.543,6	2,94

8.2.3 Herstellungskosten

Die jährlichen Gesamtkosten sind die Summe aus Gesamtbetriebskosten und den jährlichen Gesamtinvestitionskosten und belaufen sich auf TAC = 1.776 Mio. €/a. Daraus ergeben sich die Herstellungskosten zu 3,38 €/kg (2,38 €/l, 0,28 €/kWh). Abbildung 8.5 zeigt die detaillierte Aufschlüsselung der Herstellungskosten nach den Kostengruppen. Die Kostenstruktur des PTL-Verfahrens zeigt eine hohe Abhängigkeit von variablen Kosten. 78 % der Herstellungskosten entfallen auf Strom, Rohstoffe und Hilfsstoffe. Besonders die Stromkosten für die Elektrolyse dominieren die Herstellungskosten.

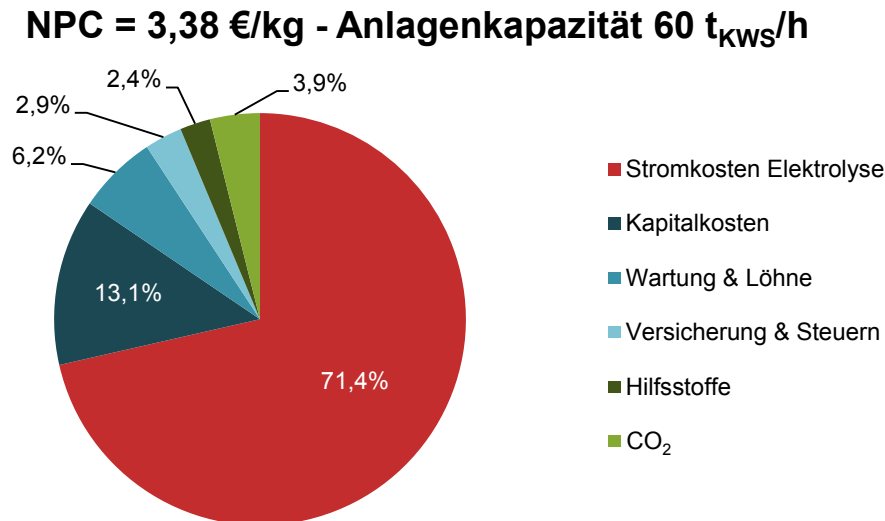


Abbildung 8.5: Prozentualer Anteil der unterschiedlichen Kostengruppen an den Herstellungskosten.

8.3 Sensitivitätsanalysen

Die Ergebnisse des Referenzfalles basieren auf den in den Kapiteln 4.5 und 7 vorgestellten technischen und ökonomischen Annahmen und bilden daher einen Lösungspunkt in einem Raum möglicher Lösungen. Sensitivitätsanalysen erlauben, den Einfluss von Parametern auf das Ergebnis zu untersuchen. Im Folgenden ist die Auswahl technischer Parameter dargestellt, deren Einfluss auf die Prozessleistungsfähigkeit untersucht worden ist:

- Kettenwachstumswahrscheinlichkeit:
Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit bestimmt die Produktzusammensetzung. Höhere Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten bedingen eine geringere Produktion gasförmigen Nebenproduktes, wodurch die Ausbeute und Effizienz gesteigert werden könnte.
- RWGS-Betriebsdruck:
Der CO₂-Umsatz in der RWGS sinkt mit steigendem Druck, durch eine Entkopplung des RWGS-Druckes vom Betriebsdruck der FT-Synthese könnte eine Effizienzsteigerung erzielt werden
- Elektrolyseeffizienz:
Die Stromkosten bilden den größten Kostenfaktor der Herstellungskosten, daher könnte eine Steigerung der Elektrolyseeffizienz deutliche Kostensenkungen durch die Senkung des Stromverbrauches erzielen.

In Sensitivitätsanalysen werden die Annahmen für die Investitionskosten der Hauptapparate (Elektrolyseur, FT-Reaktor, Hydrocracker und RWGS-Reaktor) untersucht. Außerdem werden die Preisannahmen des Strompreises, des CO₂-Preises, des O₂-Preises und der Dampfpreise variiert. Dadurch wird der Einfluss der gewählten Annahmen auf den Herstellungspreis beziffert.

Der Einfluss ökonomischer Modellparameter wie beispielsweise Zinsfuß, Lebensdauer oder Wartungskostenanteil ist in Anhang D.3 dargestellt.

8.3.1 Kettenwachstumswahrscheinlichkeit

Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit wurde im Bereich zwischen $\alpha = 0,70$ und $\alpha = 0,95$ variiert. Die technischen und ökonomischen Prozessbewertungsparameter der Extremwerte ($\alpha = 0,70$ und $\alpha = 0,95$) der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit im Vergleich zum Referenzfall sind in Tabelle 8.4 zusammengefasst.

Tabelle 8.4: Gegenüberstellung der Prozessbewertungsparameter in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit.

Parameter	Einheit	$\alpha = 0,70$	Referenzfall	$\alpha = 0,95$
Technische Prozessbewertungsparameter				
η_{ChemE}	%	59,7	72,0	75,9
η_{PTL}	%	38,7	46,9	49,5
η_{C}	%	65,9	79,9	83,5
η_{QFT}	%	37,5	14,7	7,5
Energiebedarf	kWh/kg _{KWS}	31,9	26,1	24,6
Rohstoffbedarf				
H ₂	kg _{H₂} /kg _{KWS}	0,62	0,51	0,48
CO ₂	kg _{CO₂} /kg _{KWS}	4,65	3,85	3,70
η_{SPK}	%	38,6	72,5	89,8
R _n	-	3,0	2,8	2,7
R _m	-	5,5	5,4	5,3
Ökonomische Prozessbewertungsparameter				
TCI	Mio. €	4.120	3.599	3.649
TOP	Mio. €/a	1.872	1.544	1.479
NPC	€/kg	4,07	3,38	3,26
Qualitative Stoffeigenschaften SPK				
Dichte	kg/m ³	732	741	754
T10	°C	165	193	220
T90-T10	°C	36,5	36,6	23,2
TB	°C	210	234	246

Der mit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit steigende Anteil an langkettigen Kohlenwasserstoffen ist für den steigenden Power-to-Liquid-Wirkungsgrad verantwortlich. Zum einen steigt die Ausbeute durch den zunehmenden Anteil an Fischer-Tropsch-Produkt, der sich im Aggregatzustandsbereich flüssig und fest befindet, stark an. Zum anderen verringert sich der Anteil an zurückgeführten kurzkettigen Kohlenwasserstoffen im Gesamttrückflussstrom, die in der RWGS reformiert werden müssen stark von 33,4 % für $\alpha = 0,70$ auf 14,1 % für $\alpha = 0,95$. Gleichzeitig reduziert sich der Energiebedarf der RWGS von 10,7 MJ/kg_{KWS} auf 2,7 MJ/kg_{KWS}.

Mit steigendem α steigt der Kerosinanteil an, gleichzeitig steigt der Anteil des FT-Produktes, das dem Hydrocracker zugeführt wird, von 0,1 % für $\alpha = 0,70$ auf 28,4 % im Referenzfall ($\alpha = 0,8515$) und auf 75,4 % für $\alpha = 0,95$ an. Auch die Dichte des SPK nimmt mit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit zu (vergleiche Tabelle 8.4). Für $\alpha = 0,70$ überschreitet die berechnete Dichte die von der Spezifikation geforderte Dichte noch gerade ebenso. Die Destillationstemperatur T10 wird für die Zusammensetzung, die mit $\alpha = 0,95$ berechnet wurde, mit 220°C deutlich überschritten. Die Produktverteilung in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit ist in Anhang D.3 dargestellt. Abbildung 8.6 zeigt, dass

auch für die Extremwerte ($\alpha = 0,70$ und $\alpha = 0,95$) die Stoffzusammensetzung des modellierten SPK vergleichbar mit den experimentell ermittelten Zusammensetzungen ist. Um jedoch aus technischer Perspektive eine abschließende Aussage über eine optimal einzustellende Kettenwachstumswahrscheinlichkeit zu treffen ist eine Analyse des produzierten SPK hinsichtlich Spezifikationskonformität durchzuführen. Für die Prozessanalyse bleibt das Ergebnis: Mit steigender Kettenwachstumswahrscheinlichkeit steigt der PTL-Wirkungsgrad, gleichzeitig wird ein schwereres Produktspektrum erzeugt, dessen Zusammensetzung mit zunehmendem Maße durch die Produktverteilung des Hydrocrackers bestimmt wird.

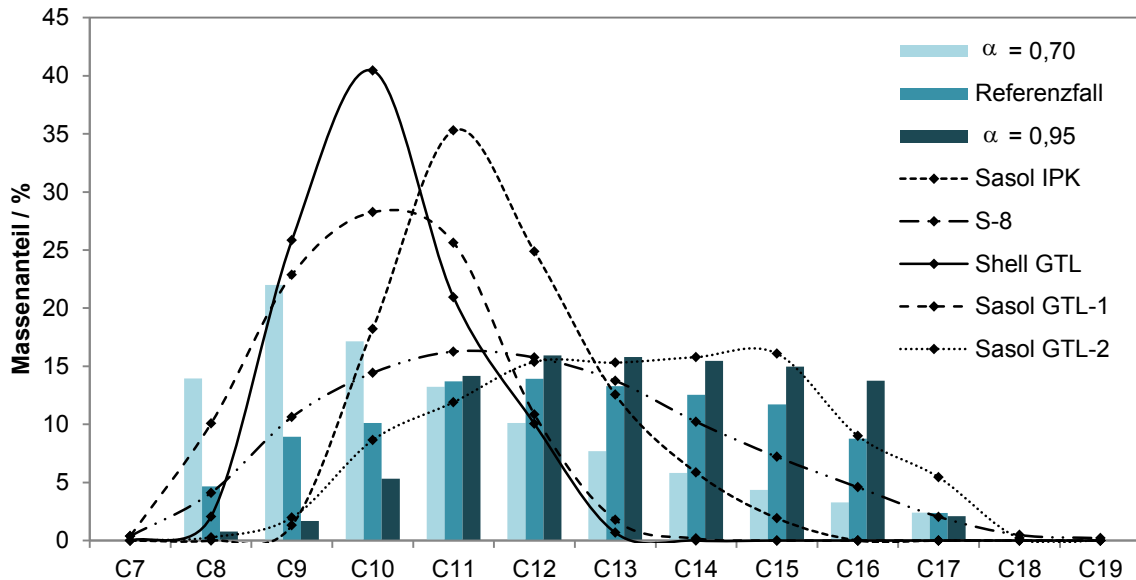


Abbildung 8.6: Vergleich der Stoffzusammensetzung modellierter SPKs für $\alpha = 0,70$, $\alpha = 0,8515$ und $\alpha = 0,95$ mit experimentellen Daten [31]. Experimentelle Daten sind auf Kohlenstoffanzahl normiert.

Abbildung 8.7 zeigt die Investitionskostenverteilung für $\alpha = 0,70$, den Referenzfall und $\alpha = 0,95$. Aufgrund der Zunahme langkettiger Kohlenwasserstoffe ist ein Anstieg der Kosten für die Produktaufbereitung zu erkennen.

Durch die mit steigender Kettenwachstumswahrscheinlichkeit ansteigende Ausbeute sinkt die benötigte installierte Leistung des Elektrolyseurs und der RWGS. Gleichzeitig steigt die Kapazität des Hydrocrackers stark an. Abbildung 8.8 zeigt, dass die Gesamtinvestitionskosten mit zunehmender Kettenwachstumswahrscheinlichkeit ein Minimum durchlaufen. Hier ist die Summe aus Kostenreduktion durch Effizienzsteigerung und Kostensteigerung aufgrund erhöhten Produktaufbereitungsaufwands minimal. Abbildung 8.8 zeigt außerdem, dass die Herstellungskosten mit steigender Kettenwachstumswahrscheinlichkeit aufgrund der Wirkungsgradsteigerung abnehmen. Die Steigung mit der die Herstellungskosten fallen, nimmt aufgrund der wieder ansteigenden Investitionskosten ab.

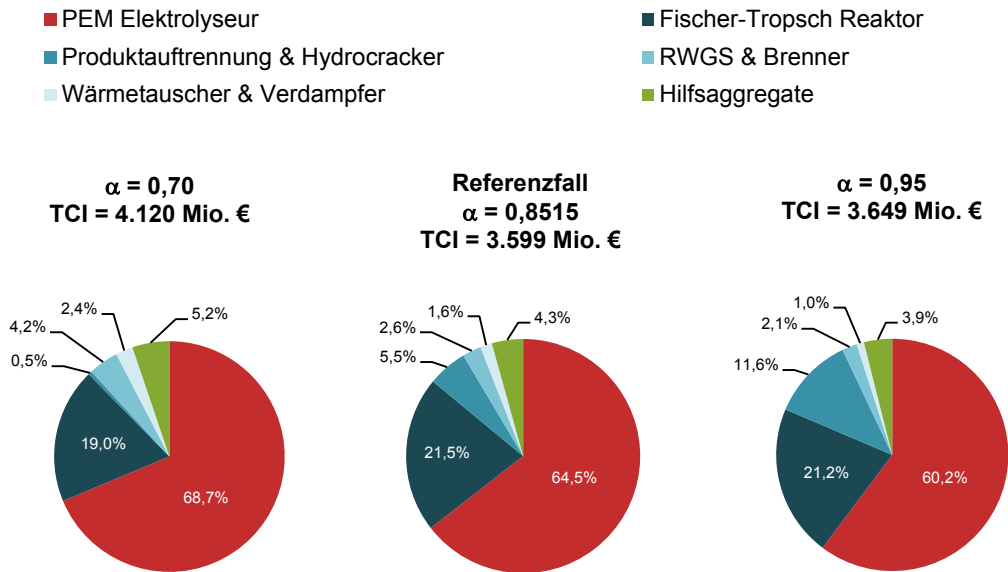


Abbildung 8.7: Prozentuale Verteilung der Gesamtinvestitionskosten (TCI) nach Apparaten und Prozessschritten in Abhängigkeit von der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit, Kapazität 60 t/h.

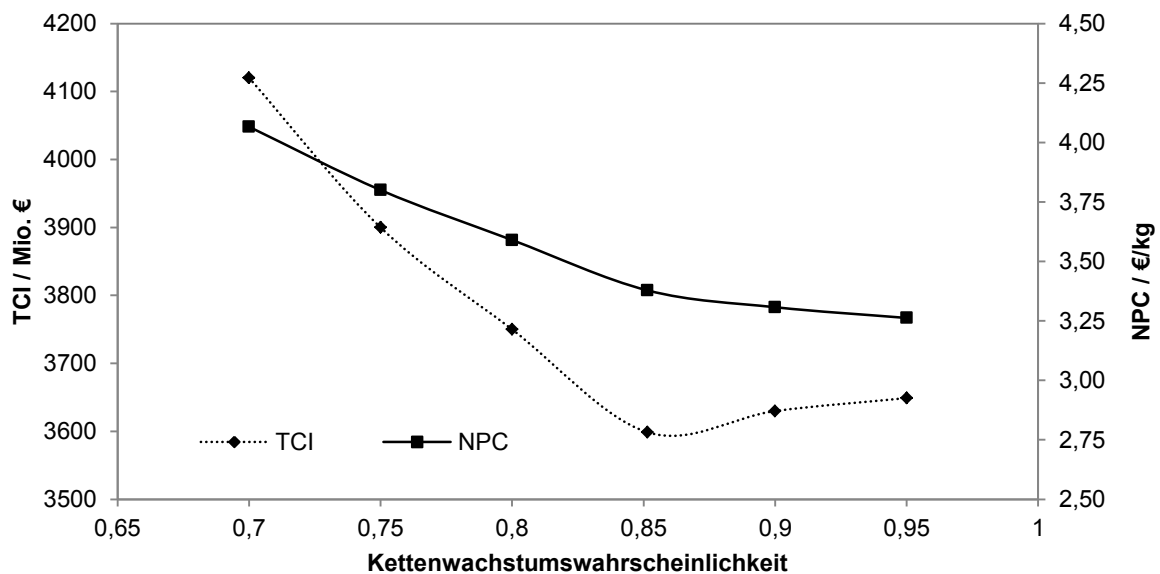


Abbildung 8.8: Verlauf der Gesamtinvestitionskosten (TCI) und der Herstellungskosten (NPC) in Abhängigkeit von der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit.

Auch die ökonomischen Kenngrößen zeigen, dass hohe Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten vorteilhafter sind. Da aber aus technischer Sicht keine abschließende Aussage getroffen werden kann, wird in den nachfolgenden Berechnung weiterhin die Referenzannahme $\alpha = 0,8515$ verwendet.

8.3.2 RWGS-Betriebsdruck

Die Entkoppelung des RWGS-Betriebsdruckes vom FT-Betriebsdruck erfordert einen zusätzlichen Kompressor zur Verdichtung des RWGS-Produktgases. Aufgrund des externen Rückflussstromes ist der nach der RWGS zu verdichtende Strom größer als der CO₂-Eintrittsstrom. Daher steigt der Energieaufwand für die Verdichtung mit sinkendem RWGS-Betriebsdruck. Durch die gleichzeitig steigende CO-Ausbeute steigt die Effizienz im Gesamtprozess. Da der Druckeinfluss auf die Ausbeute gering ist (vergleiche Kapitel 3.4.1 und Abbildung 3.3), überwiegt der zusätzliche Verdichtungsaufwand die verbesserte Ausbeute. Abbildung 8.9 zeigt die Abhängigkeit des Power-to-Liquid-Wirkungsgrades und der kumulierten Leistung der Hilfsaggregate vom RWGS-Betriebsdruck. Es ergibt sich ein theoretisches Optimum für den Power-to-Liquid-Wirkungsgrad bei einem Betriebsdruck von 22 bar. Unter einem Druck von 22 bar dominieren die Verluste durch die Verdichtung, oberhalb diesen Druckes die Verluste durch geringere CO-Ausbeute.

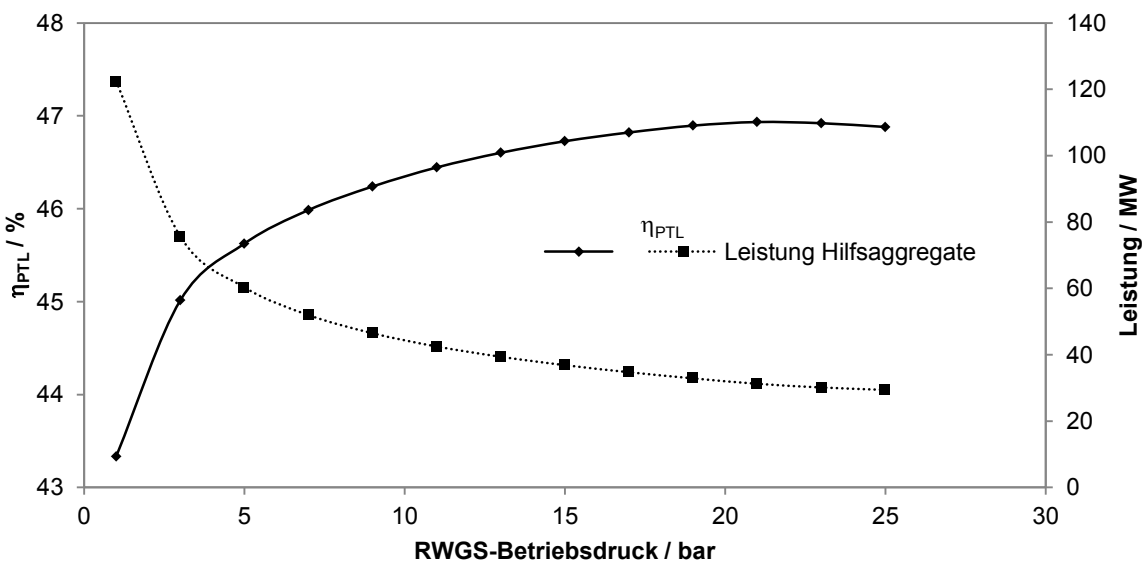


Abbildung 8.9: Power-to-Liquid-Wirkungsgrad und Leistung der Hilfsaggregate in Abhängigkeit vom RWGS-Betriebsdruck.

Die Abhängigkeit der Gesamtinvestitionskosten und Herstellungskosten vom RWGS-Betriebsdruck ist in Abbildung 8.10 dargestellt. Die Gesamtinvestitionskosten und Herstellungskosten sinken mit steigendem Druck und durchlaufen für 22 bar ein Minimum. Das Diagramm zeigt einen exponentiellen Verlauf. Dieser Verlauf korreliert mit dem logarithmischen Verlauf des mit dem Druck steigenden PTL-Wirkungsgrades. Da jedoch für hohe Drücke sowohl PTL-Wirkungsgrades als auch Herstellungskosten eine geringe Druckabhängigkeit aufweisen, wird für die nachfolgenden Untersuchungen die Basisannahme $p = 25$ bar weiterverwendet.

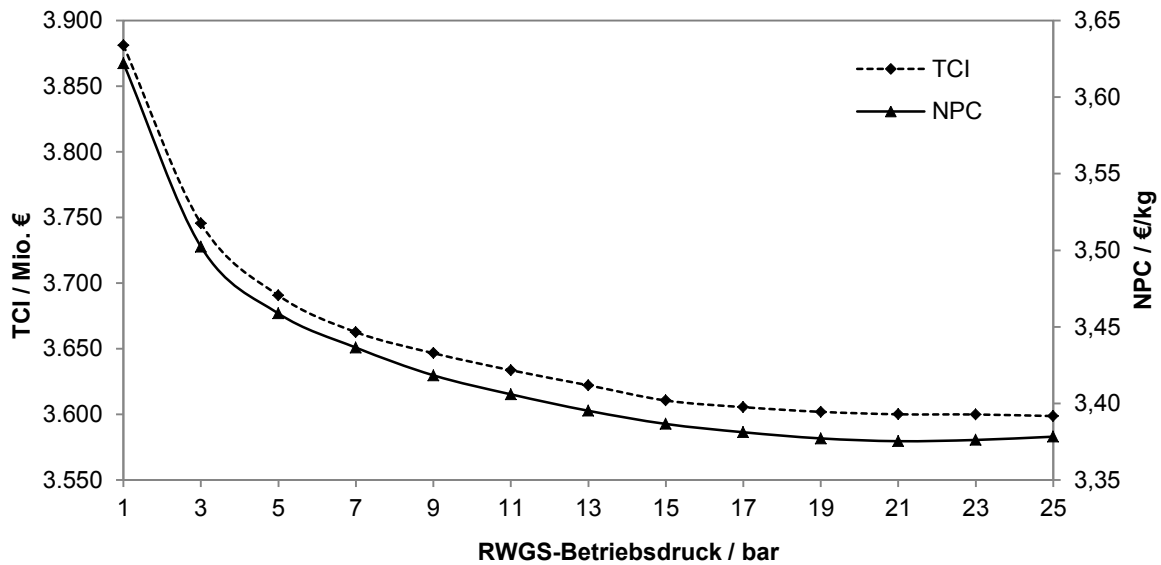


Abbildung 8.10: Gesamtinvestitionskosten (TCI) und Herstellungskosten (NPC) in Abhängigkeit des RWGS-Betriebsdruckes.

8.3.3 Elektrolyseeffizienz

Der Bereich des spezifischen Systemenergieverbrauchs von PEM-Elektrolyseuren ist in Kapitel 3.3 dargestellt. Der spezifische Systemenergieverbrauch beträgt in etwa $\varepsilon = 7,5 \text{ kWh/Nm}^3$ für heutige Systeme und wird auf $\varepsilon = 4,1 \text{ kWh/Nm}^3$ für zukünftige Systeme abgeschätzt. Damit ergibt sich ein Power-to-Liquid-Wirkungsgradbereich von $\eta_{\text{PTL}} = 27,2 \%$ für einen Systemenergieverbrauch von $\varepsilon = 7,5 \text{ kWh/Nm}^3$ bis $\eta_{\text{PTL}} = 49,1 \%$ für einen Energieverbrauch von $\varepsilon = 4,1 \text{ kWh/Nm}^3$.

Wird von konstanten Apparatekosten für Elektrolyseure mit unterschiedlichen spezifischen Systemenergieverbräuchen ausgegangen, sinkt der Anteil der Apparatekosten des Elektrolyseurs an den Gesamtinvestitionskosten von 76,0 % für $\varepsilon = 7,5 \text{ kWh/Nm}^3$ auf 63,4 % für einen Energieverbrauch von $\varepsilon = 4,1 \text{ kWh/Nm}^3$. Analog ist die Entwicklung bei den Herstellungskosten. Aufgrund des niedrigeren Stromverbrauches effizienter Elektrolyseure sinkt der Anteil der Stromkosten an den Herstellungskosten von 77,0 % für Elektrolyseure mit einem Energieverbrauch von $\varepsilon = 7,5 \text{ kWh/Nm}^3$ auf 70,8 % für $\varepsilon = 4,1 \text{ kWh/Nm}^3$. Tabelle 8.5 vergleicht die technischen und ökonomischen Bewertungsparameter für $\varepsilon = 7,5 \text{ kWh/Nm}^3$, $\varepsilon = 4,3 \text{ kWh/Nm}^3$ (Referenzfall) und $\varepsilon = 4,1 \text{ kWh/Nm}^3$ und zeigt ein enormes Kostensenkungspotential durch effizientere Elektrolysetechnologie. Außerdem ist der idealisierte Fall dargestellt, für den ein Elektrolyseur den Energieverbrauch von $\varepsilon = 3,54 \text{ kWh/Nm}^3$ erreichen könnte, der dem Energieverbrauch des thermodynamischen Optimums der Niedertemperaturelektrolyse entspricht (vergleiche Kapitel 3.1).

Die gezeigten Ergebnisse beruhen auf der Annahme, dass die spezifischen Investitionskosten für die Elektrolyse konstant bleiben. Das enorme Kostensenkungspotential durch effiziente Elektrolysetechnologie durch gleichzeitige Stromeinsparung und Reduzierung der zu installierenden Leistung wird durch folgenden Zusammenhang nochmals verdeutlicht: Je eingesparten $0,1 \text{ kWh/Nm}^3$ an Systemenergieverbrauch dürften die spezifischen Investitionskosten des Elektrolyseurs um 16,6 % steigen um die gleichen Herstellungskosten zu erhalten.

Tabelle 8.5: Gegenüberstellung der technischen und ökonomischen Bewertungsparameter in Abhängigkeit von der Elektrolyseeffizienz für $\varepsilon = 7,5 \text{ kWh/Nm}^3$, $\varepsilon = 4,3 \text{ kWh/Nm}^3$ (Referenzfall), $\varepsilon = 4,1 \text{ kWh/Nm}^3$ und $\varepsilon = 3,54 \text{ kWh/Nm}^3$ (thermodynamisches Optimum der Elektrolyse).

Parameter	Einheit	$\varepsilon = 7,5$ kWh/Nm ³	$\varepsilon = 4,3$ kWh/Nm ³ Referenzfall	$\varepsilon = 4,1$ kWh/Nm ³	$\varepsilon = 3,54$ kWh/Nm ³ therm. Optimum
Technische Prozessbewertungsparameter					
η_{PTL}	%	27,1	46,9	49,1	56,6
Energiebedarf	kWh/kg _{KWS}	45,0	26,1	24,9	21,6
Ökonomische Prozessbewertungsparameter					
TCI	Mio. €	5.325	3.599	3.491	3.191
TOP	Mio. €/a	2.644	1.544	1.475	1.284
NPC	€/kg _{KWS}	5,68	3,38	3,23	2,83

8.3.4 Sensitivitätsanalysen ökonomischer Annahmen und Randbedingungen

Um den Einfluss der in Kapitel 4.5.4 diskutierten Unsicherheit der Apparate- und Rohstoffpreisdaten zu untersuchen werden die Apparatepreise der drei Hauptapparate (FT-Reaktor, Hydrocracker und RWGS-Reaktor) im Bereich von -50 % bis +50 % variiert. Für den Elektrolyseur wird die Prognose der Investitionskostenentwicklung (vergleiche Kapitel 4.5.4) herangezogen, um den Effekt der technologischen Fortentwicklung auf die Herstellungskosten abzuschätzen [182].

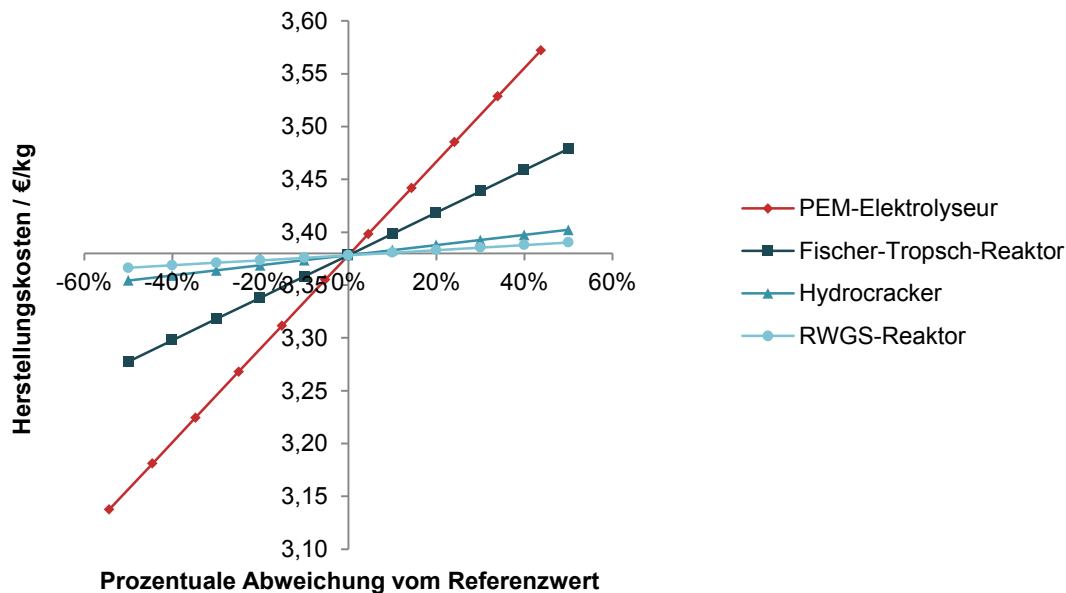


Abbildung 8.11: Herstellungskosten in Abhängigkeit der Apparatepreise.

Abbildung 8.11 zeigt den Einfluss der Apparatepreise auf die Herstellungskosten. Besonders eine Kostenreduktion bei PEM-Elektrolyseuren führt zu sinkenden Herstellungskosten. Pro eingesparte 5 % Investitionskosten auf Seiten der Elektrolyse können die Herstellungskosten um 0,7 % gesenkt werden. Werden die Apparatepreise gleichzeitig variiert schwanken die Herstellungskosten in einem Bereich von ± 10 %.

Die Rohstoffpreise werden im Bereich von -100 % Abweichung vom Referenzfall, entsprechend einer kostenlosen Bereitstellung, und +100 % Abweichung vom Referenzfall, also einer Verdoppelung der Kosten variiert.

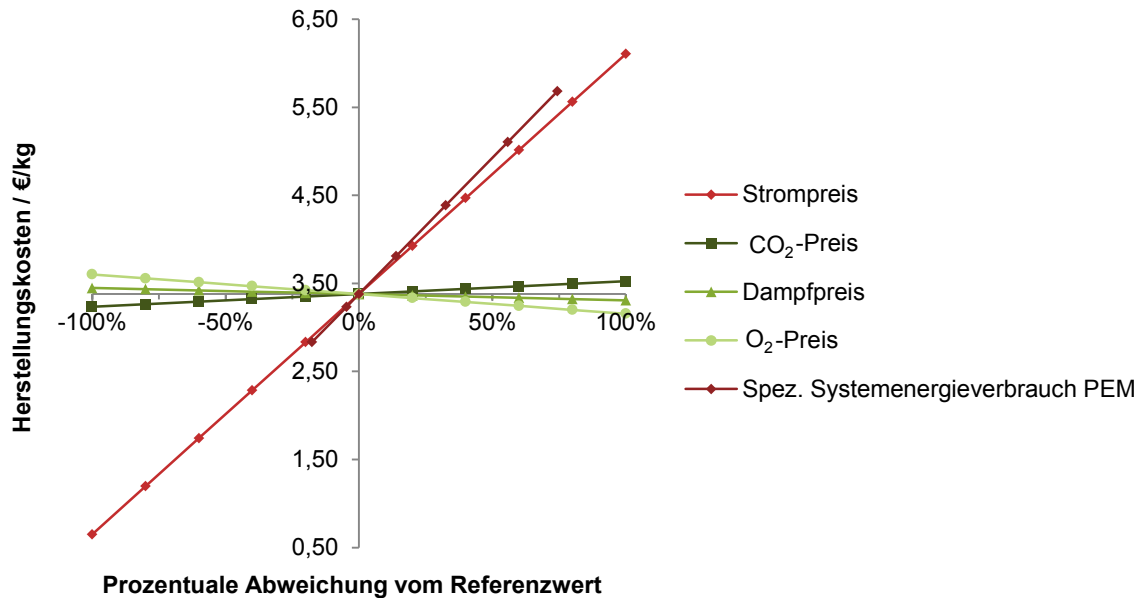


Abbildung 8.12: Herstellungskosten in Abhängigkeit des Strompreises, des CO₂-Preises, der Erlöse für O₂ und Dampf, sowie des spez. Systemenergieverbrauchs der PEM.

Abbildung 8.12 verdeutlicht den dominierenden Effekt des Strompreises auf die Herstellungskosten. Nur der spezifische Systemenergieverbrauch der Elektrolyse zeigt einen größeren Einfluss auf die Herstellungskosten, da sich beim spezifischen Systemenergieverbrauch zwei Effekte überlagern. Zum einen sinken aufgrund des geringen Strombedarfs die Betriebskosten drastisch zum anderen verringern sich die Investitionskosten, da die zu installierende Elektrolyseleistung mit sinkendem Systemenergieverbrauch ebenfalls abnimmt. Der Kosteneffekt des CO₂-Preises auf die Herstellungskosten ist vergleichsweise gering. Der Vergleich mit den erzielbaren Preisen zum Verkauf von O₂ zeigt, dass Schwankungen des O₂-Preises einen größeren Einfluss auf die Herstellungskosten haben als der CO₂-Preis. Ein Preisverfall des O₂-Preises würde daher einen deutlicheren Anstieg der Herstellungskosten verursachen, als steigende CO₂-Preise.

Abbildung 8.5 zeigte, dass die Herstellungskosten stark von den variablen Kosten für Rohstoffe und Energie abhängen. Die Strompreisabhängigkeit des Anteils der Kapitalkosten (ACC) und der Stromkosten an den Herstellungskosten ist in Abbildung 8.13 dargestellt. Mit sinkendem Strompreis nimmt der Anteil der Stromkosten ab. Für einen Strompreis von 23,63 €/MWh ist der Anteil der Stromkosten und Kapitalkosten an den Herstellungskosten gleich. Für geringere Strompreise überwiegen die Kapitalkosten. Vor dem Hintergrund des mittleren Börsenstrompreises von 32,76 €/MWh für das Jahr 2014 besteht die Dominanz des Strompreises an den Herstellungskosten auch für sehr kleine Strompreise.

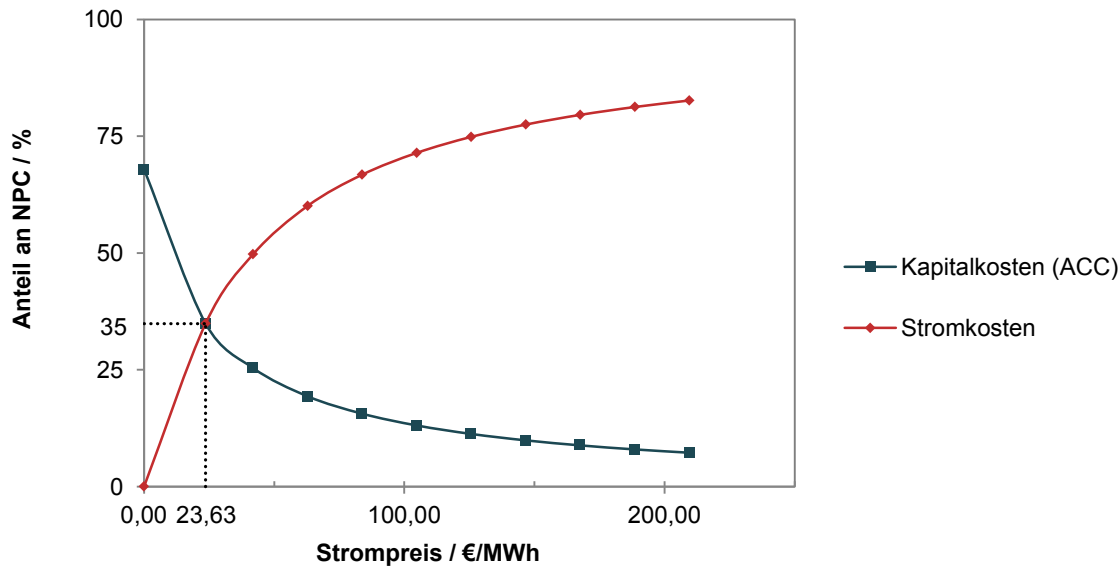


Abbildung 8.13: Anteil der Kapitalkosten (ACC) beziehungsweise der Stromkosten an den Herstellungskosten in Abhängigkeit vom Strompreis.

Neben dem Referenzfall zeigt Tabelle 8.6 vier ökonomische Betriebsfälle. Fall I stellt mit kostenloser CO₂-Versorgung und gleichzeitiger Versorgung mit kostenlosem Strom den Grenzfall minimaler Rohstoff- und Energiekosten dar. Realistischer ist jedoch der Kauf von Strom zum Strombörsenpreis bei gleichzeitiger kostenloser CO₂-Versorgung (Fall II). Die erzielbaren Preise für die Nebenprodukte O₂ und Dampf sind mit einem großen Preisrisiko behaftet. Würde man den Bau und Betrieb einer Vielzahl von PTL-Anlagen unterstellen, wäre das Angebot an O₂ und Dampf entsprechend hoch und damit die Preise sehr niedrig. Die kostenlose Abgabe der Nebenprodukte stellt den ungünstigsten anzunehmenden Fall der Nebenprodukteverwertung dar (Fall III). Die Wettbewerbsfähigkeit des PTL-Prozesses kann durch die gleichzeitige Effizienzsteigerung und Kostensenkung des Elektrolyseurs in der Zukunft gesteigert werden. Zukunftsprognosen gehen von einem Energieverbrauch von 4,1 kWh/Nm³ [105] und Investitionskosten von 305 €/kW [155] aus (Fall IV). Für die vorgestellte PEM+RWGS-Verfahrensrouten ergeben sich, wie Tabelle 8.6 zeigt, Grenzerstellungskosten in Höhe von 0,50 €/kg.

Tabelle 8.6: Ergebniszusammenstellung und Vergleich von vier möglichen Betriebsfällen einer PTL-Anlage mit dem Referenzfall. Annahmen auf €₂₀₁₄ normiert.

Parameter	Einheit	Referenzfall	Fall I	Fall II	Fall III	Fall IV
Annahmen						
Strompreis	€/MWh	104,80	0,00	32,76	104,80	104,80
CO ₂ -Preis	€/t	37,76	0,00	0,00	37,76	37,76
O ₂ -Preis	€/t	55,19	55,19	55,19	0,00	55,19
FT-Dampf	€/t	10,44	10,44	10,44	0,00	10,44
LP-Dampf	€/t	9,36	9,36	9,36	0,00	9,36
MP-Dampf	€/t	10,03	10,03	10,03	0,00	10,03
C _{PEM}	€/kW	886,91	886,91	886,91	886,91	305,00
□	kWh/Nm ³	4,3	4,3	4,3	4,3	4,1
Ökonomische Prozessbewertungsparameter						
TCI	Mio. €	3.599	3.599	3.599	3.599	2.289
TOP	Mio. €/a	1.544	33	482	1.698	1.432
NPC	€/kg _{KWS}	3,38	0,50	1,36	3,67	3,00

Petrochemische Prozesse weisen Kosteneinsparungspotentiale in Abhängigkeit von der Kapazität aufgrund von Skaleneffekten auf (siehe Kapitel 4.5.1). Die Skaleneffekte sind in Abbildung 8.14 dargestellt. Es zeigt sich, dass insbesondere für kleine Kapazitäten (<1,0 Mio. jato) eine erhebliche Abhängigkeit der Herstellungskosten von der Anlagenkapazität gilt. Dafür sind die relativ zur Produktausbeute mit kleiner werdender Anlage stark steigenden Lohnkosten, Apparatkosten und Wartungskosten verantwortlich. Für große Anlagen (ab 1,0 Mio. jato) werden die Skaleneffekte geringer, da für viele Apparate die maximale Größe erreicht ist und parallele Prozessstränge errichtet werden müssen. Außerdem sinken Lohnkosten und Wartungskosten relativ zur Produktausbeute. Da keine belastbaren Daten für Vergünstigungen beim Kauf mehrere Apparate vorliegen, wurde dieser Effekt bei den Berechnungen nicht berücksichtigt.

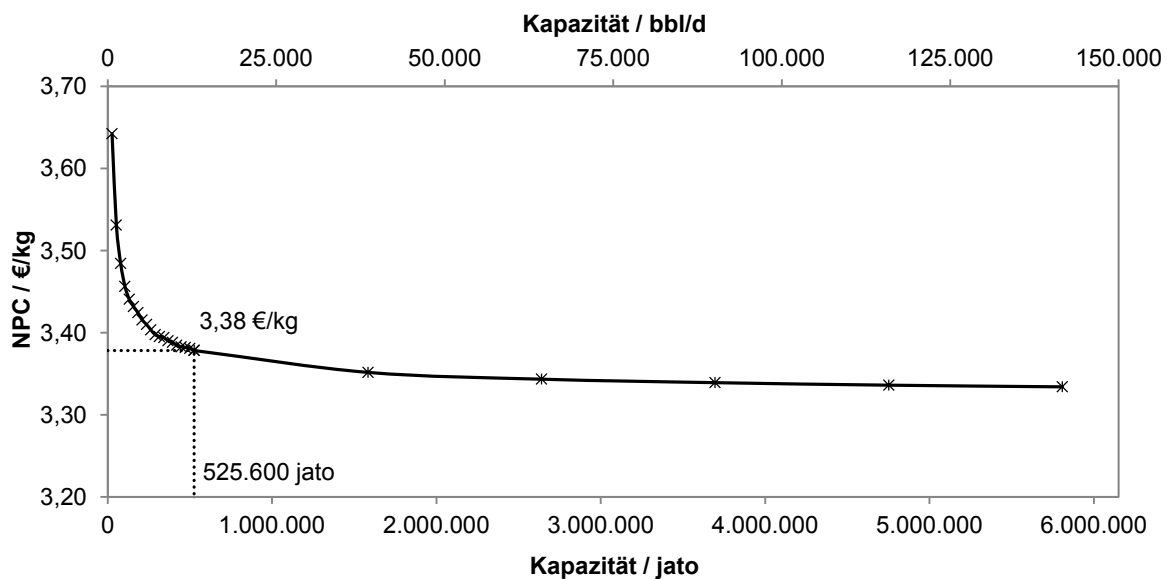


Abbildung 8.14: Herstellungskosten (NPC) in Abhängigkeit der Anlagenkapazität.

8.4 Schlussfolgerung und Zusammenfassung

Die technische Analyse des Referenzfalles liefert einen Power-to-Liquid-Wirkungsgrad von 46,9 %. Dabei entfallen die größten Verluste auf die Elektrolysereaktion, FT-Reaktion und RWGS. Der Großteil der Verluste der FT-Synthese, die als Dampf anfallen, kann nicht genutzt werden und wird als Abwärme abgeführt. Eine effektive Nutzung dieser Abwärme oder die Umwandlung in nutzbare Energie trägt zu einer Effizienzsteigerung bei. Es sind daher Potentiale der Dampfnutzung zu untersuchen.

Die Investitionskosten werden von den Kosten für das Elektrolysesystem dominiert, die Herstellungskosten durch die Rohstoffkosten. Insbesondere die Stromkosten sind der dominierende Faktor. Zur Senkung der Herstellungskosten sind in erster Linie Effizienzsteigerungen des Elektrolysesystems und Senkung der Strompreise notwendig. Weiterhin ist der erzielbare Preis für O₂ ein wichtiger Kostenfaktor. Da jedoch aufgrund von steigendem Angebot mit einem Preisverfall zu rechnen ist, senken Technologieoptionen zur prozessinternen Nutzung das Kostenrisiko.

Daher ergeben sich die folgenden zu untersuchenden Prozessvarianten und alternativen Verfahrensrouten, sowie zu untersuchenden Betriebsszenarien:

Prozessvarianten

- Nutzung der Abwärme durch Vorwärmung der Brennluft;
- Dampfumwandlung in elektrische Energie in einem Dampfturbinenprozess und Integration in den Prozess;
- Nutzung des O₂ der Elektrolyse in einem Oxyfuel-Brenner zur Effizienzsteigerung und internen Nebenproduktnutzung.

Verfahrensrouten

- Potential der Nutzung der Hochtemperaturdampfelektrolyse als Elektrolyse-technologie mit höherem Wirkungsgrad und gleichzeitiger Dampfintegration (SOEC+RWGS);
- Potential der Nutzung der Co-Elektrolyse (COEL).

Betriebsszenarien

- Dampfnutzung durch den zusätzlichen Prozessschritt der CO₂-Abscheidung aus einem Abgas oder der Luft (S-CC);
- Untersuchung fluktuierender erneuerbarer Energiequellen mit niedrigen Stromkosten zur Reduzierung der Herstellungskosten (S-EE).

9 Techno-ökonomische Prozessbewertung der Verfahrensalternativen

Die techno-ökonomische Bewertung des Referenzverfahrens PEM+RWGS zeigt Verfahrensalternativen auf, die eine Erhöhung des Wirkungsgrades und eine Senkung der Herstellungskosten versprechen. Es werden die in Kapitel 8.4 genannten Verfahrensalternativen beschrieben und die jeweiligen techno-ökonomischen Prozessbewertungsparameter vorgestellt. Es erfolgt ebenfalls eine Diskussion der Vor- und Nachteile der jeweiligen Verfahrensalternative. Zuletzt werden die untersuchten Verfahrensvarianten verglichen.

9.1 Prozessvarianten des PEM+RWGS-Konzeptes

9.1.1 Vorwärmung Brennluft

Der geringe Abwärmenutzungsgrad und gleichzeitig das relativ hohe Temperaturniveau der anfallenden Abwärme weisen darauf hin, dass Verfahrensvarianten, die diese Wärme nutzen, die Prozessleistungsfähigkeit steigern können.

Eine Variante ist die Einkoppelung von Abwärme durch das Vorheizen der Brennluft. Der Referenzfall wird mit einem zusätzlichen Wärmetauscher ausgestattet, der die Luft vor der Einspeisung in den Brenner vorwärmt (siehe Kapitel 7.5.1). Dies führt zu einer Reduzierung des benötigten Brenngases, da die Brennluft durch die externe Wärmequelle erwärmt wird. Gleichzeitig wird der externe Rückfluss größer und damit auch der Durchfluss durch die RWGS. Damit steigt der Stoffumsatz innerhalb des Syntheseprozesses, wodurch sich der Kohlenstoffumsatz auf $\eta_C = 82,2\%$ und der chemische Wirkungsgrad auf $\eta_{\text{ChemE}} = 73,6\%$ erhöhen.

Die maximal erzielbare Vorwärmtemperatur wurde iterativ ermittelt. Dazu wurde das Wärmetauschernetzwerk des Referenzfalles mit dem zusätzlichen Wärmetauscher für die Luftvorwärmung ausgestattet und die maximale Austrittstemperatur berechnet, für die kein zusätzliches Beheizen notwendig ist. Anschließend wurde die berechnete Temperatur in die Fließbildsimulation übergeben und die Berechnung durchgeführt. Die Pinch-Analyse wurde nun mit den neu berechneten heißen und kalten Strömen aktualisiert und die Vorwärmtemperatur angepasst. Mit dieser Methode wurde eine maximale Vorwärmtemperatur von 370 °C bestimmt.

Der Abwärmenutzungsgrad kann um 6,1 % auf $\eta_{\text{QFT}} = 20,8\%$ gesteigert werden, der PTL-Wirkungsgrad steigt auf $\eta_{\text{PTL}} = 47,9\%$. Einen Vergleich der technischen Bewertungsparameter mit dem Referenzfall und den weiteren Verfahrensvarianten zeigt Tabelle 9.1 (Kapitel 9.1.4). Die Investitionskosten sinken auf TCI = 3.583 Mio. €, da durch den gestiegenen Umsatz und die gestiegene chemische Effizienz der Wasserstoffbedarf und damit die installierte Leistung des Elektrolyseurs sinkt. Die Herstellungskosten sinken auf NPC = 3,32 €/kg. Die ökonomischen Bewertungsparameter werden ebenfalls in Tabelle 9.1 verglichen.

9.1.2 Dampfnutzung in einem Dampfturbinenprozess

Eine weitere Option der Dampfnutzung ist die Umwandlung dieser überschüssigen thermischen Energie in elektrische Energie. Diese kann im Prozess zur Versorgung von Kompressoren oder Pumpen eingekoppelt werden. Das Referenzverfahren wird dazu um einen Dampfturbinenkreislaufprozess zur Nutzung des FT-Dampfes erweitert. Da die Überhitzung des FT-Dampfes am Austritt des FT-Reaktors gering ist, ist eine Überhitzung des Dampfes mit anderen Prozessströmen höherer Temperatur notwendig. Da das Potential von Strömen mit hohen Temperaturen gering ist (vergleiche Abbildung 8.3), kann im Dampfkreislauf nur 28 % des bisher ungenutzten FT-Dampfes eingekoppelt werden. Der Abwärmenutzungsgrad steigt durch diese Maßnahme auf $\eta_{Q_{FT}} = 42,7 \%$. Der PTL-Wirkungsgrad steigt um 0,3 % auf $\eta_{PTL} = 47,2 \%$. Tabelle 9.1 zeigt den detaillierten techno-ökonomischen Vergleich. Die Investitionskosten steigen auf $TCI = 3.602$ Mio. €, da durch die Installation eines Dampfturbinenprozesses eine zusätzliche Investition anfällt. Die Herstellungskosten steigen aufgrund der geringen Effizienz des Dampfturbinenkreislaufs, dem zusätzlichen Wartungsaufwand und den höheren jährlichen Kapitalkosten leicht auf $NPC = 3,39$ €/kg.

9.1.3 O₂-Nutzung im Oxyfuel-Brenner

In einem Oxyfuel-Brenner wird das Brenngas unter Sauerstoffzugabe verbrannt, dadurch entsteht ein Abgas, das aus den Verbrennungsprodukten CO₂ und Wasser besteht. Durch Auskondensation des Wassers wird ein CO₂-Abgasstrom erzeugt, der der Anlage wieder zugeführt werden kann. Dadurch wird ein nahezu vollständiger Kohlenstoffumsatz erreicht. Das Fließbild des Referenzfalles wird nach dem Brenner durch einen zusätzlichen Abgaswärmetauscher und eine Entspannungstrommel zur Trennung von CO₂ und H₂O erweitert. Ein Teil des CO₂-Stroms wird direkt dem Prozesseintritt zugeleitet. Ein zweiter Teil dient der Zumischung zum Sauerstoff, um diesen zur Einhaltung der maximalen Flammtemperatur zu verdünnen. Ein dritter Teil wird als Abgas zur Vermeidung der Anreicherung von Unreinheiten und Inerten an die Umwelt abgegeben. Der Anteil beträgt 2 % des gasförmigen Abgasstroms [145].

Der Kohlenstoffumsatz steigt auf $\eta_C = 98,9 \%$. Durch die Verbrennung mit O₂ steigt die Verbrennungstemperatur an, dadurch ist eine geringere Menge an Brenngas notwendig. Analog zur Verfahrensvariante, bei der die Brennluft vorgewärmt wird, wird ein höherer Stoffumsatz erzielt, der einen gesteigerten chemischen Wirkungsgrad zur Folge hat. Der Power-to-Liquid-Wirkungsgrad steigt auf $\eta_{PTL} = 48,1 \%$.

In der Kostenberechnung wurde angenommen, dass die Kosten für einen Oxyfuel-Brenner um 30 % höherer liegen als für einen konventionellen Apparat [183]. Analog der Kostenentwicklung bei der Brennluftvorwärmungsvariante sinken die Investitionskosten aufgrund des gestiegenen Umsatz und des gestiegenen chemischen Wirkungsgrades. Die Gesamtinvestitionskosten betragen $TCI = 3.574$ Mio. €. Die Herstellungskosten sinken im Vergleich zum Referenzfall um 1,8 % auf $NPC = 3,32$ €/kg. Ein Vergleich der techno-ökonomischen Bewertungsparameter ist in Tabelle 9.1 dargestellt.

Neben der gestiegenen Effizienz und den gleichzeitig sinkenden Herstellungskosten ist eine wichtige Eigenschaft dieser Verfahrensvariante, dass der CO₂-Bedarf gegenüber dem Referenzfall um 16 % sinkt. Dadurch ergibt sich eine substantielle Energieeinsparung bei der Bereitstellung von CO₂.

9.1.4 Vergleich der Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS

Tabelle 9.1 zeigt den techno-ökonomischen Vergleich der drei Verfahrensvarianten des PEM+RWGS-Konzeptes mit dem Referenzfall. Neben den ökonomischen Basisannahmen ist zusätzlich ein wirtschaftlicher Betriebsfall abgebildet bei dem Dampf kostenlos abgegeben werden muss.

Tabelle 9.1: Techno-ökonomischer Vergleich des Referenzfalles mit den Verfahrensvarianten: Wärmenutzung zur Brennlufthvorwärmung, Wärmenutzung im Dampfprozess und Oxyfuel-Verbrennung.

Technische Kenngrößen						
Parameter	Einheit	Referenzfall	Brennluft- vorwärmung	Dampf- turbinen- prozess	Oxyfuel- verbrennung	
η_{ChemE}	%	72,0	73,6	72,0	73,8	
η_{PTL}	%	46,9	47,9	47,2	48,1	
η_{C}	%	79,9	82,2	79,9	98,9	
η_{QFT}	%	14,7	20,8	42,7	6,6	
Energiebedarf	kWh/kg _{KWS}	26,1	25,5	25,9	25,4	
Rohstoffbedarf						
H ₂	kg _{H2} /kg _{KWS}	0,51	0,50	0,51	0,50	
CO ₂	kg _{CO2} /kg _{KWS}	3,85	3,74	3,85	3,11	
η_{SPK}	%	72,5	72,5	72,5	72,5	
R _n	-	2,8	2,9	2,8	2,9	
R _m	-	5,4	5,5	5,4	5,5	
Ökonomische Kenngrößen						
Fall		TCI	TOP	NPC		
		Mio. €	Mio. €/a	€/kg _{KWS}		
<i>Ökonomische Referenzannahmen</i>						
Referenzfall		3.599	1.544	3,38		
Brennluftvorwärmung		3.583	1.512	3,32		
Dampfturbinenprozess		3.602	1.546	3,39		
Oxyfuel-Verbrennung		3.574	1.513	3,32		
<i>Kostenlose Dampfabgabe</i>						
Referenzfall		3.599	1.580	3,45		
Brennluftvorwärmung		3.583	1.548	3,39		
Dampfturbinenprozess		3.602	1.572	3,43		
Oxyfuel-Verbrennung		3.574	1.550	3,39		

Die Vorwärmung der Brennlufth ist eine einfache und kostengünstige Methode zur Erhöhung der Effizienz und Senkung der Herstellungskosten, obwohl der Abwärmenutzungsgrad gering bleibt. Besonders die durch die Brennlufthvorwärmung induzierte Steigerung des chemischen Wirkungsgrades und des Kohlenstoffumsatzes machen diese Variante dem Dampfturbinenprozess überlegen. Denn bei der thermischen Einkoppelung verringert sich der Wasserstoffbedarf und damit der Strombedarf für die Elektrolyse. Beim Dampfturbinenprozess erfolgt die Energieumwandlung mit einer geringeren Effizienz (58 %). Aus technischer Sicht ist die thermische Abwärmenutzung sinnvoller.

Durch die Installation eines Dampfturbinenprozesses steigen die Investitionskosten im Vergleich zum Referenzfall marginal an, da zusätzliche Apparate notwendig sind. Würden

aufgrund eines hohen Dampfangebots die Preise für Dampf drastisch sinken oder die Anlage an einem Standort aufgestellt werden, an dem keine Dampfabnehmer verfügbar sind, so müsste der Dampf im ungünstigsten Fall kostenfrei abgegeben werden. Unter diesen Randbedingungen ist eine möglichst hohe Ausnutzung des Dampfes vorteilhaft, wodurch der Dampfprozess aus wirtschaftlichen Gesichtspunkten einem Prozess ohne erweiterte Wärmenutzung überlegen ist. Der Vergleich mit der Prozessvariante „Brennluftvorwärmung“ zeigt jedoch, dass eine Steigerung des chemischen Wirkungsgrades durch intelligente Dampfnutzung einem Dampfprozess auch wirtschaftlich überlegen ist.

Kostensenkung durch Steigerung des chemischen Wirkungsgrades trifft auch für die Verfahrensvariante der Oxyfuel-Verbrennung zu. Diese ist jedoch mit einem sinkenden Abwärmenutzungsgrad verbunden. Da die Wirkungsgradsteigerung jedoch überwiegt, ist aus technischer Sicht die Oxyfuel-Verbrennung vorzuziehen. Auch aus ökonomischer Sicht ist die Wirkungsgradsteigerung durch Oxyfuel-Verbrennung für beide wirtschaftlichen Betriebsfälle vorteilhaft. Besonders die Senkung des CO₂-Bedarfs durch nahezu Kohlenstoffvolumsatz bietet Vorteile, wenn CO₂ energieintensiv gewonnen werden muss.

Als Fazit ergibt sich: Eine Dampfnutzung sollte direkt thermisch erfolgen, O₂-Einkoppelung ermöglicht nahezu Vollumsatz des Kohlenstoffs.

9.2 Verfahrensrouten mit Hochtemperaturelektrolyse

9.2.1 Verfahrensrouten mit Hochtemperaturdampfelektrolyse (SOEC+RWGS)

Die Dampfelektrolyse mit einem Festoxidelektrolyseur verspricht eine deutliche Steigerung der Elektrolyseeffizienz unter der Bedingung, dass thermische Energie für die Verdampfung von Wasser bereitsteht (vergleiche Kapitel 3.3).

Das Referenzverfahren wird mit dem in Kapitel 7.4 beschriebenen Modell einer SOEC-Elektrolyse im Dampfbetrieb erweitert. Eingangsstoff in den Prozess ist flüssiges Wasser, das in einem Wärmetauscher verdampft und der Elektrolysezelle als Dampf zur Verfügung gestellt wird. Die Dampfüberhitzung wird für den jeweiligen Betriebsdruck auf 25 K eingestellt. Im Basisfall wird der Elektrolyseur bei 1 bar betrieben. Der erzeugte Wasserstoff wird anschließend auf den Betriebsdruck der Synthesanlage (25 bar) komprimiert. Für den Basisfall wurde die Betriebstemperatur auf $T = 800 \text{ °C}$ und die Stromdichte auf $i = 1 \text{ A/cm}^2$ festgelegt.

Aus dem Pinch-Diagramm in Abbildung 9.1 geht hervor, dass der durch die Verdampfung des Wassers zusätzliche Heizaufwand durch interne Wärmeübertragung gedeckt werden kann. Der FT-Abwärmenutzungsgrad steigt auf 86,3 %. Dies entspricht einer Steigerung um 71,6 % gegenüber dem Konzept mit PEM-Elektrolyse. Für den SOEC-Dampfelektrolyseur wurde unter Berücksichtigung der oben und in Anhang B.1 genannten Annahmen eine elektrische Effizienz von $\eta_{\text{SOEC,AC}} = 93,9 \%$ berechnet. Dies entspricht einem spezifischen Systemstromverbrauch von 3,06 kWh/Nm³. Die berechneten Betriebsdaten der SOEC unter Berücksichtigung der Annahmen im Basisfall sind in Anhang E.2 dargestellt.

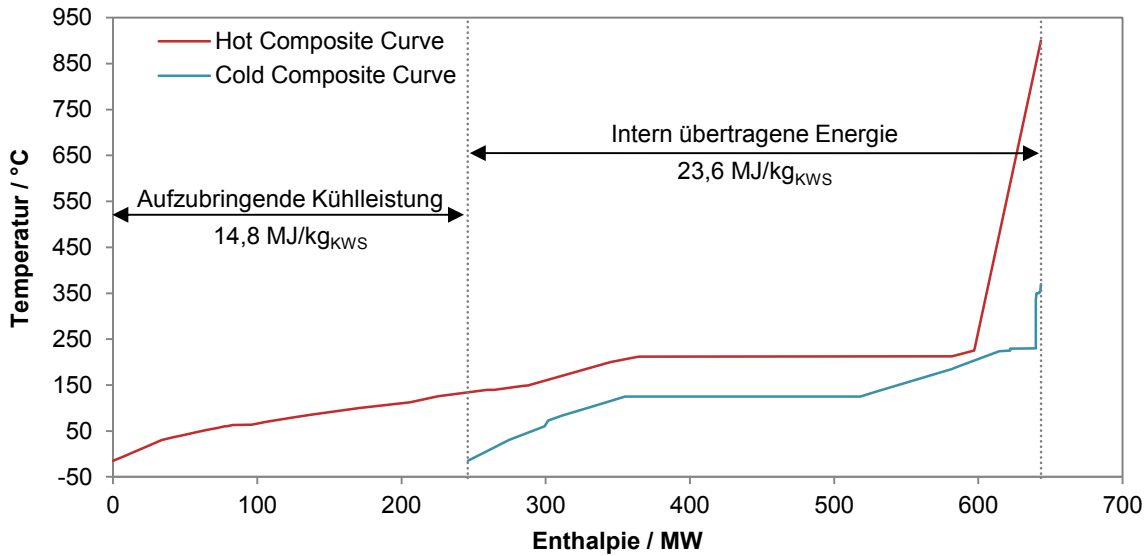


Abbildung 9.1: Pinch-Diagramm des SOEC+RWGS-Konzeptes für einen SOEC-Betriebsdruck von $p_{\text{SOEC}} = 1 \text{ bar}$.

Tabelle 9.2 zeigt die technischen Prozessbewertungsparameter des SOEC+RWGS-Konzeptes. Eine vollständige Liste der Energie- und Massenströme ist Anhang E.2 zu entnehmen.

Tabelle 9.2: Zusammenstellung der technischen Prozessbewertungsparameter des SOEC+RWGS-Konzeptes unter Berücksichtigung der Basisannahmen.

Prozessbewertungsparameter	Einheit	Wert
η_{ChemE}	%	72,0
η_{PTL}	%	60,8
Energiebedarf	kWh/kg _{KWS}	19,8
η_{QFT}	%	86,3
η_{C}	%	79,9

Die Investitionskosten sinken gegenüber dem PEM+RWGS-Konzept um 16 % auf 3.010 Mio. €. Durch den erheblich geringeren Stromverbrauch sinken die Herstellungskosten um 17 % auf 2,79 €/kg. Abbildung 9.2 zeigt, dass die Dominanz der Elektrolyseurkosten an den Gesamtinvestitionskosten im Vergleich zum PEM+RWGS-Konzept abnimmt (vergleiche Abbildung 8.4), da aufgrund der höheren Effizienz die zu installierende Leistung von SOECs im Vergleich zu der von PEMs geringer ist. Gleichzeitig werden die spezifischen Investitionskosten von SOEC-Elektrolyseuren als geringer prognostiziert. Die Gesamtinvestitionskosten teilen sich für das SOEC+RWGS-Konzept zu etwa 40 % auf die Syntheseanlage und 60 % auf den Elektrolyseur auf.

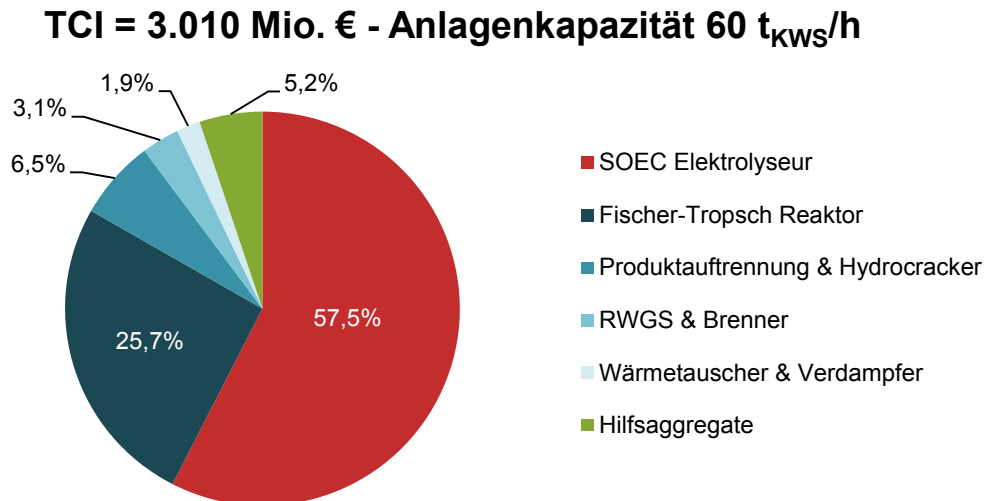


Abbildung 9.2: Prozentuale Verteilung der Gesamtinvestitionskosten (TCI) nach Apparaten und Prozessschritten.

Durch die höhere Effizienz sinkt der Anteil der Stromkosten an den Herstellungskosten deutlich (siehe Abbildung 9.3). Die Rohstoff- und Energiekosten machen knapp dreiviertel der Herstellungskosten aus und sind damit der dominierende Faktor. Im Vergleich zum PEM+RWGS-Konzept ist ein Anteilsanstieg der Wartungskosten um 4 % zu erkennen. Dies liegt an der deutlich niedrigeren Lebenszeit von SOECs (26.280 h [151]) im Vergleich zu PEMs (60.000 h [150]).

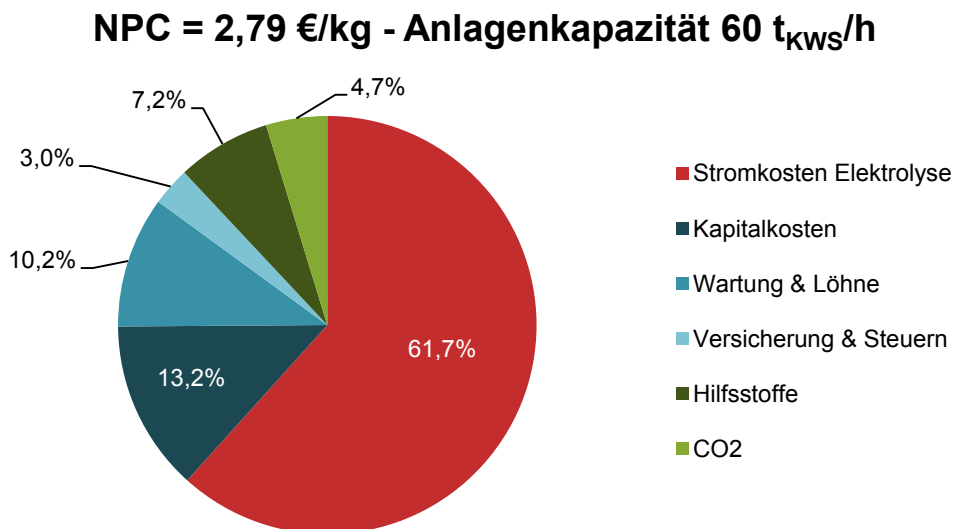


Abbildung 9.3: Prozentuale Verteilung der unterschiedlichen Kostengruppen an den Herstellungskosten.

Betriebstemperatur, Betriebsdruck und Stromdichte bestimmen neben dem Zellaufbau und den Zellmaterialien die Leistungsfähigkeit der SOEC. Die drei Parameter wurden jeweils unabhängig voneinander variiert. Da für endothermen Betrieb eine Wärmequelle bei SOEC-Betriebstemperatur erforderlich ist und diese durch Prozessströme nicht bereit steht (vergleiche Abbildung 9.1), wird nur die exotherme Betriebsweise berücksichtigt. Für die Betriebstemperatur liegt der thermoneutrale Punkt bei 830 °C, für die Stromdichte bei

0,75 A/cm². Der Betriebsdruck wurde in den Grenzen 1 bar (Umgebungsdruck) und 25 bar (FT-Betriebsdruck) variiert.

Da mit steigender Temperatur bei gleich bleibendem Umsatz die Widerstände innerhalb einer SOEC sinken (vergleiche Kapitel 3.3 und Anhang B.1), sinkt die Betriebsspannung und damit die benötigte elektrische Leistung. Damit sinken gleichzeitig die Gesamtinvestitionskosten (TCI), die Gesamtbetriebskosten (TOP), die jährlichen Gesamtkosten (TAC) und die Herstellungskosten (NCP) (siehe Abbildung 9.4). Der Power-to-Liquid-Wirkungsgrad nimmt stark zu.

Mit steigendem Druck nimmt die Gleichgewichtsspannung zu, der Konzentrations- und Aktivierungsverlust nehmen ab (vergleiche Anhang B.1). Insgesamt ergibt sich eine leichte Abnahme der Betriebsspannung. Diese führt zu einer höheren Effizienz des Elektrolyseurs. Für den Gesamtprozess ergibt sich ein Maximum für den Power-to-Liquid-Wirkungsgrad von $\eta_{\text{PTL}}=70,49\%$ bei 13 bar. Aus dem gleichen Grund durchlaufen die Gesamtinvestitionskosten ein Minimum von 3.006 Mio. € bei demselben Druck. Abbildung 9.4 zeigt, dass die Steigung mit der die Herstellungskosten sinken aufgrund steigender Investitionskosten und sinkender Effizienz kleiner wird. Für die Herstellungskosten liegt das Minimum am betrachteten Grenzwert von 25 bar.

Mit steigender Stromdichte nimmt der Umsatz zu und damit die benötigte Elektrolysefläche ab. Dadurch sinken die Gesamtinvestitionskosten stark. Da jedoch die Elektrolyseeffizienz mit steigender Stromdichte abnimmt (vergleiche Anhang B.1), fällt ebenfalls der Power-to-Liquid-Wirkungsgrades stark ab. Der geringe Anteil der Investitionskosten an den Herstellungskosten bewirkt, dass die Herstellungskosten aufgrund der Effizienzeinbußen und den damit steigenden Energiekosten mit steigender Stromdichte ebenfalls ansteigen.

Zusammenfassend folgt, dass ein Betrieb einer SOEC bei möglichst hohen Temperaturen und geringen Stromdichten die Herstellungskosten senken kann. Für den Gesamtprozess ist der Betrieb eines Elektrolyseurs beim FT-Betriebsdruck vorteilhaft.

Die Variation der ökonomischen Randbedingungen zeigt, dass der Strompreis der dominierende Faktor ist (vergleiche Anhang E.2). Abbildung 9.5 zeigt, dass das Einsparungspotential durch einen günstigeren Elektrolyseur nach den Stromkosten das größte ist. Der erzielbare Preis für O₂ hat einen ähnlich großen Effekt. Auch eine Kostensenkung bei der Wartung birgt ein signifikantes Einsparpotential. Dieses liegt in der gleichen Größenordnung wie der Effekt durch steigenden oder fallenden CO₂-Preis. Der Dampfpreis hat aufgrund der hohen internen Dampfnutzung und der daraus resultierenden niedrigen Menge an zu verkaufendem Dampf einen zu vernachlässigenden Einfluss auf die Herstellungskosten.

Eine Option der Verfahrensverbesserung stellt die Verwendung eines Oxyfuel-Brenners zur Wärmeversorgung der RWGS dar (vergleiche Kapitel 9.1.3). Mit dieser Technologie kann der chemische Wirkungsgrad gesteigert und damit der H₂-Bedarf der Anlage verringert werden. Der Power-to-Liquid-Wirkungsgrad steigt auf 61,4 % und die Herstellungskosten sinken auf 2,75 €/kg.

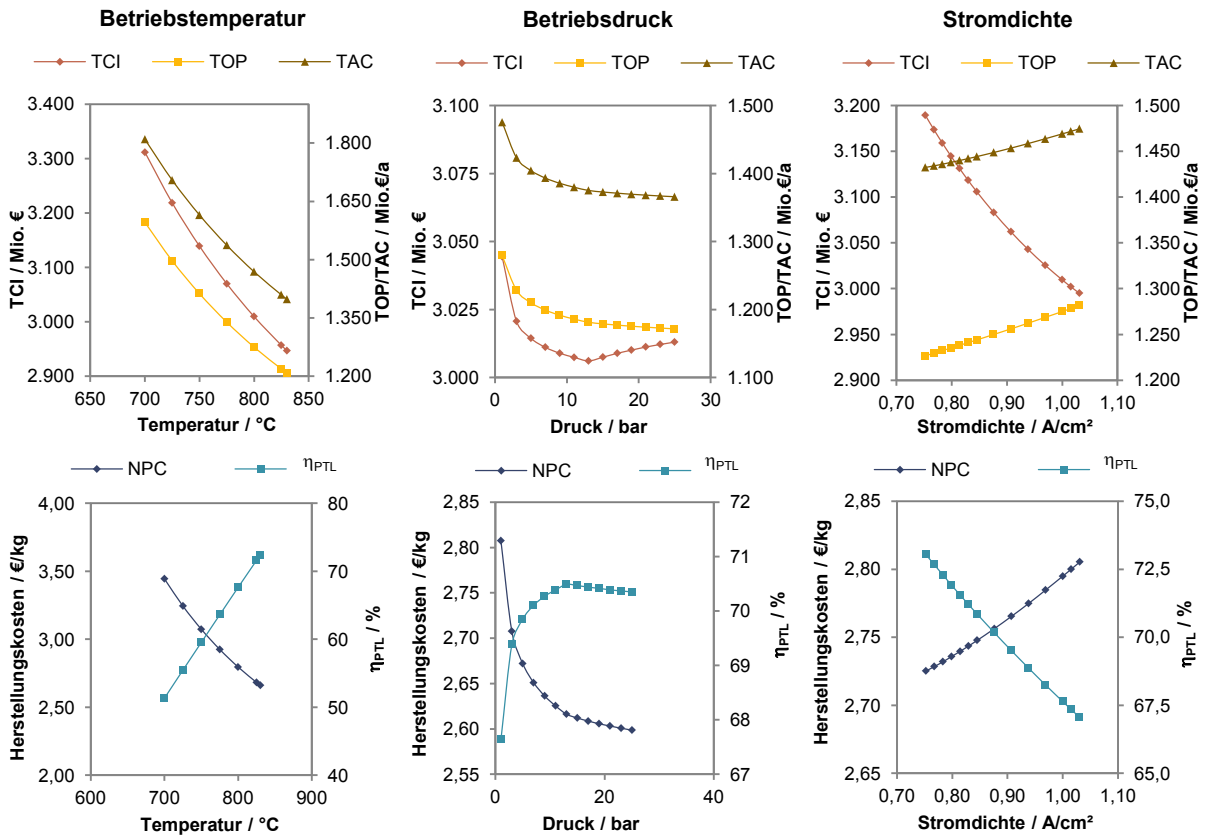


Abbildung 9.4: Gesamtinvestitionskosten (TCI), Gesamtbetriebskosten (TOP), jährliche Gesamtkosten (TAC), Herstellungskosten (NCP) und Power-to-Liquid-Wirkungsgrad (η_{PTL}) in Abhängigkeit von der Betriebstemperatur, dem Betriebsdruck und der Stromdichte der SOEC.

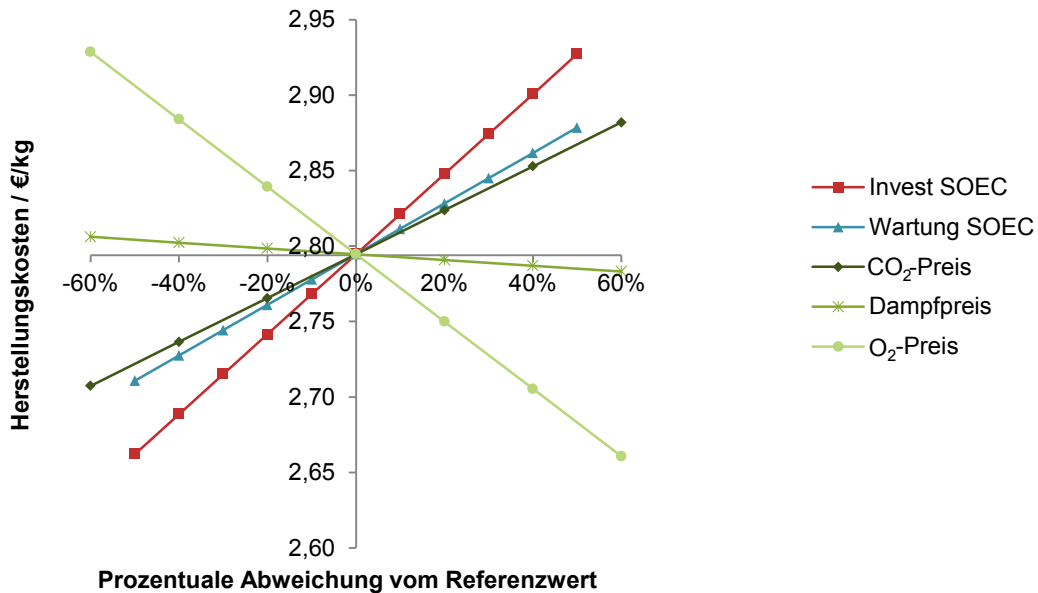


Abbildung 9.5: Sensitivitätsanalyse der Herstellungskosten in Abhängigkeit von den Investitionskosten und Wartungskosten des SOEC-Elektrolyseurs sowie des CO₂-, O₂-, und Dampfpreises.

9.2.2 Verfahrensrouten Co-Elektrolyse (COEL)

Neben der Dampfelektrolyse ist auch der Co-Elektrolysebetrieb von Festoxidelektrolyseuren möglich. Dazu wurde das in Kapitel 7.2 dargestellte Fließbild entwickelt. Das entsprechende Massenflussdiagramm ist in Anhang E.3 dargestellt. Die Produktion von 60 t/h synthetischem Kraftstoff erfordert einen Eintrittsstrom von 224,1 t/h H₂O und von 265,5 t/h CO₂. Davon werden 84,1 t/h CO₂ aus dem Rückflussstrom des autothermen Reformers bereitgestellt. Als Nebenprodukt entstehen 205,2 t/h O₂, wovon 12,4 t/h im autothermen Reformen genutzt werden. Der Wasserstoffbedarf des Hydrocrackers beträgt 0,1 t/h H₂ und wird durch einen PEM-Elektrolyseur mit einer elektrischen Anschlussleistung von 3,8 MW zur Verfügung gestellt. Der Kühlwasserstrom zur Wärmeabfuhr der Abwärme der Fischer-Tropsch-Synthese beträgt 406,8 t/h. Die Abwärmeleistung der FT-Synthese ist 224,0 MW. Bei der Synthese fällt Abwasser an. Der aufzubereitende und abzuführende Abwasserstrom beträgt 163,6 t/h.

Für das COEL-Konzept ergibt sich das in Abbildung 9.6 dargestellte Pinch-Diagramm. Die benötigte Wärme für die aufzuwärmenden Ströme wird durch interne Wärmeverschiebung von den heißen Ströme bereitgestellt. Zum Ausgleich der Energiebilanz ist noch eine Kühlleistung von 17,4 MJ/kg_{KWS} aufzubringen. Der FT-Abwärmennutzungsgrad beträgt $\eta_{Q_{FT}} = 48,9\%$, da für die Dampfbereitstellung der SOEC eine substantielle Menge der FT-Abwärme benötigt wird.

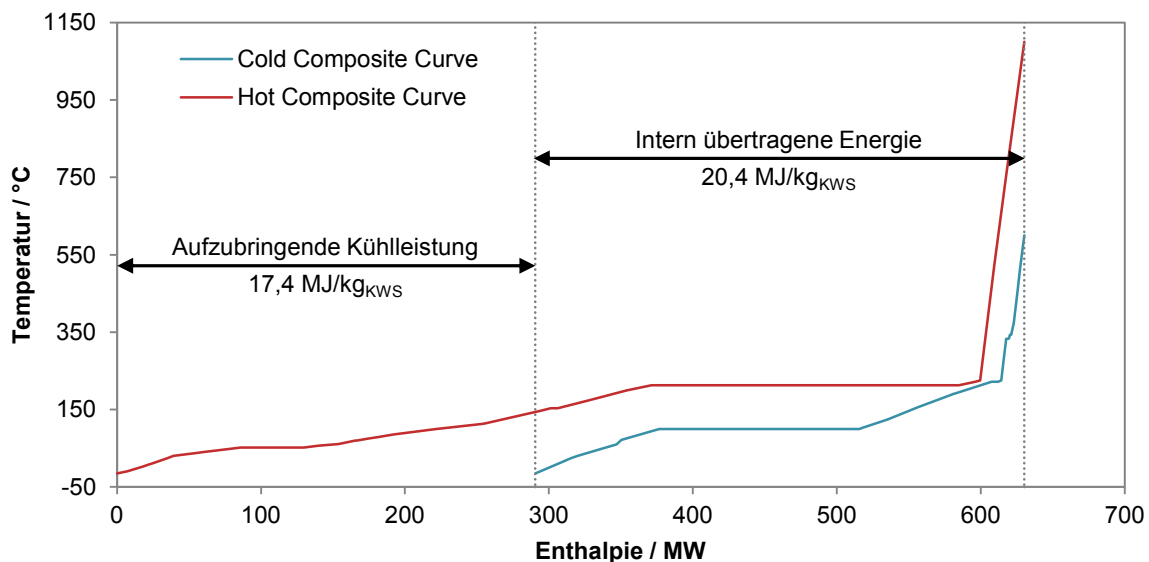


Abbildung 9.6: Pinch-Diagramm des COEL-Konzeptes.

Für den SOEC-Betrieb gelten die folgenden Randbedingungen: Betriebstemperatur 800 °C, Betriebsdruck 1 bar, Stromdichte 1 A/cm². Der elektrische Wirkungsgrad der SOEC wurde damit zu $\eta_{SOEC,AC} = 81,5\%$ bestimmt. Die berechneten Betriebs- und Leistungsdaten des SOEC-Elektrolyseurs sind in Anhang E.3 zusammengefasst. Das molare Eintrittsverhältnis von H₂O und CO₂ wird durch die nachfolgende FT-Synthese und die Stoffzusammensetzung der Rückflussströme festgelegt und beträgt $r_{H_2O/CO_2} = 2,07$. Das in der SOEC produzierte Synthesegas hat die folgende molare Zusammensetzung: $x_{H_2} = 0,60$, $x_{CO} = 0,28$, $x_{CO_2} = 0,12$, $x_{H_2O} = 0,009$ und $x_{CH_4} = 0,001$. Tabelle 9.3 listet die technischen Kenngrößen und Prozessbewertungsparameter detailliert auf. Durch die Einkoppelung von O₂ und interne Verbrennung im autothermen Reformen steigt der chemische Wirkungsgrad im Vergleich zum PEM+RWGS-Konzept um 3,3 % auf $\eta_{ChemE} = 75,3\%$. Durch die hohe elektrische Effizienz der SOEC ergibt sich auch eine Steigerung des PTL-Wirkungsgrades. Dieser steigt um 13,5 %

auf $\eta_{\text{PTL}}=60,4\%$. Der Vergleich mit dem Konzept SOEC+RWGS zeigt, dass aufgrund der höheren Effizienz des Elektrolyseurs im reinen Dampfbetrieb die Gesamteffizienz um 0,4 % sinkt.

Tabelle 9.3: Zusammenstellung der technischen Kenngrößen und Prozessbewertungsparameter für das COEL-Konzept.

Energetische Basis		Massenbezogene Basis	
<i>Eintrittsströme</i>	<i>MW</i>	<i>Eintrittsströme</i>	<i>t/h</i>
Elektrolyseleistung AC		Wasser	273,3
SOEC	1128,82	CO ₂	181,3
Synthesegas (LHV)	919,47	Kühlwasser	11294,6
PEM	3,80		
Synthesegas-Kompressor	65,12		
Hydrocracker-Kompressor	0,02		
Rückfluss-Kompressor	8,26		
Pumpen Hydrocracker	0,18		
Pumpe Kühlwasser	4,13		
Pumpe Abwasser	0,06		
Pumpe Elektrolyse	0,01		
Kälteanlage 1	0,29		
Kälteanlage 2	4,76		
<i>Summe</i>	<i>1215,45</i>		
<i>Austrittsströme</i>	<i>MW</i>	<i>Austrittsströme</i>	<i>t/h</i>
KWS-Produkt (LHV)	733,68	KWS-Produkt	
Niederdruckdampf	10,43	Benzinfraktion	15,4
FT-Dampf	114,44	SPK	42,8
		Dieselfraktion	1,5
		O ₂	192,8
		Niederdruckdampf	17,0
		FT-Dampf	207,7
		Abwasser	163,6
		Abgas	1,7
<i>Prozessbewertungsparameter</i>		<i>Prozessbewertungsparameter</i>	
η_{ChemE}	75,3 %	η_{C}	99,6 %
η_{PTL}	60,4 %	η_{QFT}	48,9 %
Energiebedarf	20,3 kWh/kg _{KWS}	Rohstoffbedarf	
		H ₂	0,32 kg _{H2} /kg _{KWS}
		CO ₂	3,02 kg _{CO2} /kg _{KWS}
		η_{SPK}	71,3 %
		R _n	3,5
		R _m	7,1

Die Investitionskosten liegen mit 3.252 Mio. € in der Mitte der drei Verfahrensrouten. Die Herstellungskosten ergeben sich zu 2,83 €/kg. Aufgrund der hohen Kosten für die SelexolTM-Anlage und den Synthesegasverdichter übersteigt der Investitionskostenanteil der Syntheseanlage den Anteil der Elektrolyseure. Abbildung 9.7 zeigt eine nach Apparaten und Prozessschritten differenzierte Aufschlüsselung der Investitionskosten. Der SOEC-Elektrolyseur und der FT-Reaktor sind die beiden Einzelapparate mit den größten Anteilen an den Gesamtinvestitionskosten.

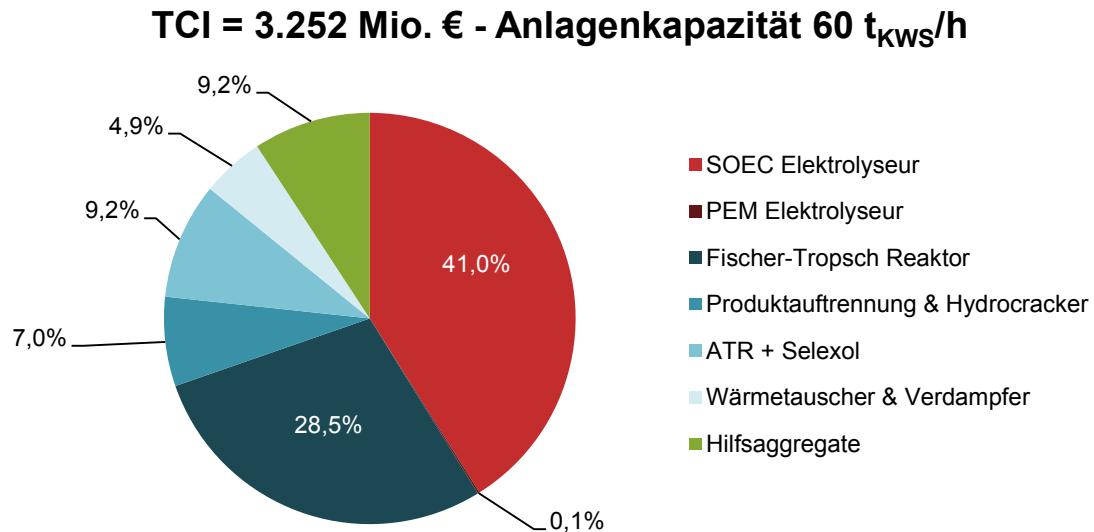


Abbildung 9.7: Prozentuale Aufteilung der Gesamtinvestitionskosten (TCI) nach Apparaten beziehungsweise Prozessschritten.

Die Herstellungskosten werden durch Rohstoff- und Energiekosten dominiert, die einen Anteil von 71 % ausmachen (siehe Abbildung 9.8). Größter Faktor sind dabei mit über 60 % die Stromkosten. Aufgrund der niedrigen Lebensdauer und der kostenintensiven Wartung des SOEC-Elektrolyseurs liegen die Wartungs- und Lohnkosten in der gleichen Größenordnung wie die Kapitalkosten. Die Herstellungskosten betragen 2,83 €/kg.

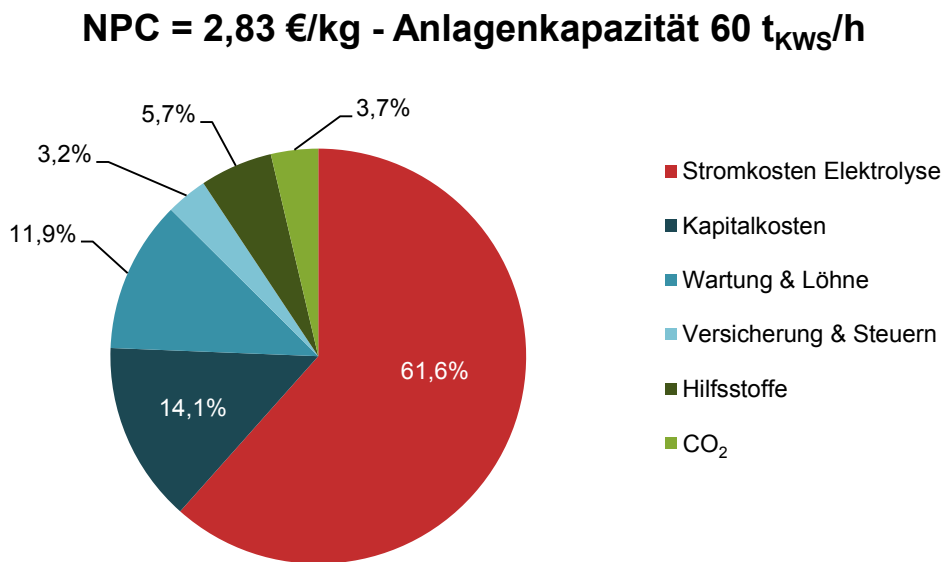


Abbildung 9.8: Prozentuale Aufteilung der Herstellungskosten (NPC) nach den jeweiligen Kostenkategorien.

Der hohe Anteil der Stromkosten an den Herstellungskosten bedingt deren maßgebenden Einfluss auf die Herstellungskosten. In Anhang E.3 ist die Sensitivitätsanalyse der Herstellungskosten in Abhängigkeit vom Strompreis dargestellt. Die Herstellungskosten liegen zwischen NPC = 0,78 €/kg für kostenlosen Strom und NPC = 4,89 €/kg für eine Preisverdoppelung ($C_{\text{Strom}} = 209,60 \text{ €/MWh}$). Abbildung 9.9 zeigt, dass die Investitionskosten des SOEC-Elektrolyseurs nach den Stromkosten die größte Auswirkung auf die Herstellungskosten haben. Daneben sind der Preis für Sauerstoff und die Wartungskosten für

die SOEC wichtige Kostenfaktoren. Der Effekt des CO₂-Preises ist aufgrund des hohen Kohlenstoffumsatzes weniger stark. Der hohe interne Nutzungsgrad des FT-Dampfes bedingt einen nur marginalen Effekt der Dampfkosten auf die Herstellungskosten.

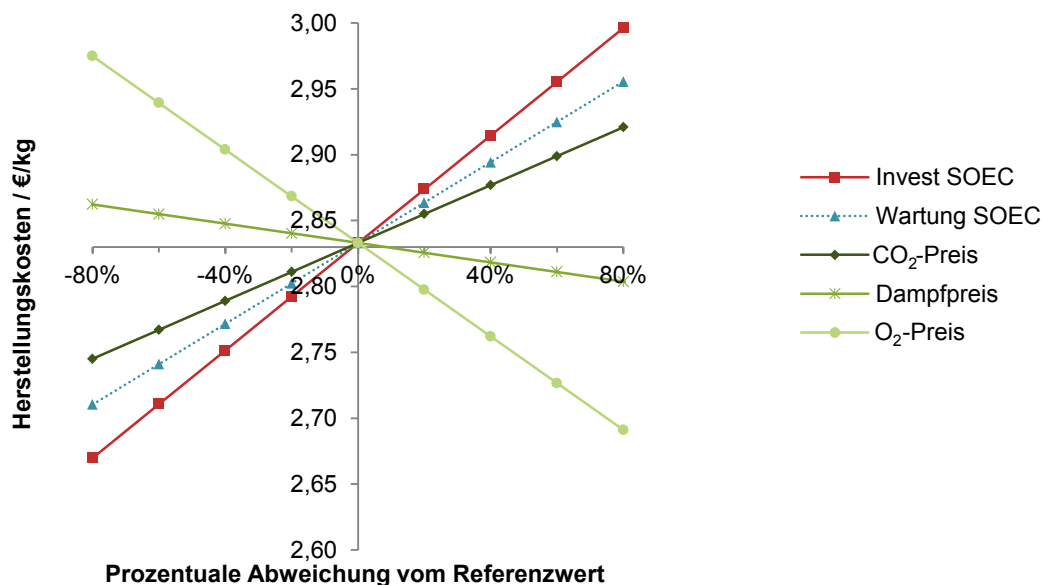


Abbildung 9.9: Sensitivitätsanalyse der Herstellungskosten in Abhängigkeit von den Investitionskosten und Wartungskosten des SOEC-Elektrolyseurs sowie des CO₂-, O₂-, und Dampfpreises.

9.3 Szenarien zu Detailfragen der Anlagenintegration

9.3.1 Wärmenutzung zur CO₂-Abscheidung

Der hohe Wärmebedarf von CO₂-Wäschen bedingt einen zusätzlichen Brennstoffbedarf und damit hohe Effizienzverluste. Der Effizienzverlust für Kraftwerke, die mit CO₂-Wäschen ausgestattet werden, beträgt beispielsweise 10,6 % [184].

In Kapitel 9.1 und 9.1.2 wurden bereits Verfahrensvarianten zur Nutzung der anfallenden Abwärme diskutiert. Dabei wurden zwei Erkenntnisse gewonnen: die thermische Nutzung der Abwärme ist einer Energieumwandlung vorzuziehen und auch im günstigsten Fall bleiben über 50 % der FT-Abwärme ungenutzt. Die Standortbedingung des Szenarios S-CC ist, dass eine PTL-Anlage in unmittelbarer Nähe eines Industrieprozesses aufgestellt wird. Der Eingangsstrom in die Anlage ist der Abgasstrom des Industrieprozesses aus dem CO₂ abgeschieden wird. Es werden für der Referenzfall und die Verfahrensvariante mit Oxyfuel-Verbrennung jeweils acht Anwendungsfälle im Detail untersucht. Diese sind die drei in Tabelle 7.4 genannten CO₂-Quellen, jeweils unter Annahme des Energieverbrauchs, der dem Stand der Technik entspricht, und des Energieverbrauchs, der der besten verfügbaren Technik entspricht. Zusätzlich wird noch die Abscheidung von CO₂ aus der Luft untersucht. Für das SOEC+RWGS-Konzept und die COEL-Route beschränkt sich die Untersuchung auf die Abscheidung von CO₂ aus einem Zementwerk mit einer MEA-Wäsche und der Abscheidung aus der Luft mit Technik, die dem derzeitigen Stand entspricht.

Modelliert wird die CO₂-Abscheidung durch die Modifikation der Pinch-Analyse mit einem zusätzlichen Wärmetauscher. Dieser repräsentiert den Energieaufwand der CO₂-Wäsche. Der Energieaufwand wird aus dem jeweils benötigten CO₂-Strom berechnet. Der Energiebedarf und die Regenerationstemperatur (siehe Kapitel 7.8.3) dienen als Eingangsdaten für den

Wärmetauscher. Abbildung 9.10 zeigt die Pinch-Diagramme des Referenzfalls mit CO₂-Abscheidung aus einem Zementwerk und mit CO₂-Abscheidung aus der Luft. Die Abscheidung aus dem Abgas des Zementwerkes erfolgt mit einer MEA-Wäsche. Die Regenerationstemperatur ist 120 °C und der Energiebedarf ist 3,7 GJ/t_{CO₂} (vergleiche Kapitel 7.8.3 und [73], [179]). Die Abscheidung aus der Luft erfolgt mit chemischer Adsorption. Die Regenerationstemperatur ist 95 °C und der Energiebedarf ist 7,2 GJ/t_{CO₂} (vergleiche Kapitel 7.8.3 und [72]). Das Diagramm zeigt, dass der thermische Energieaufwand der Waschmittelregeneration durch interne Wärmevershaltung gedeckt werden kann. Wird CO₂ aus der Luft abgeschieden, kann mit der zur Verfügung stehenden Abwärme der Energiebedarf nicht gedeckt werden. Es ist ein zusätzlicher Wärmeeintrag durch elektrische Beheizung notwendig.

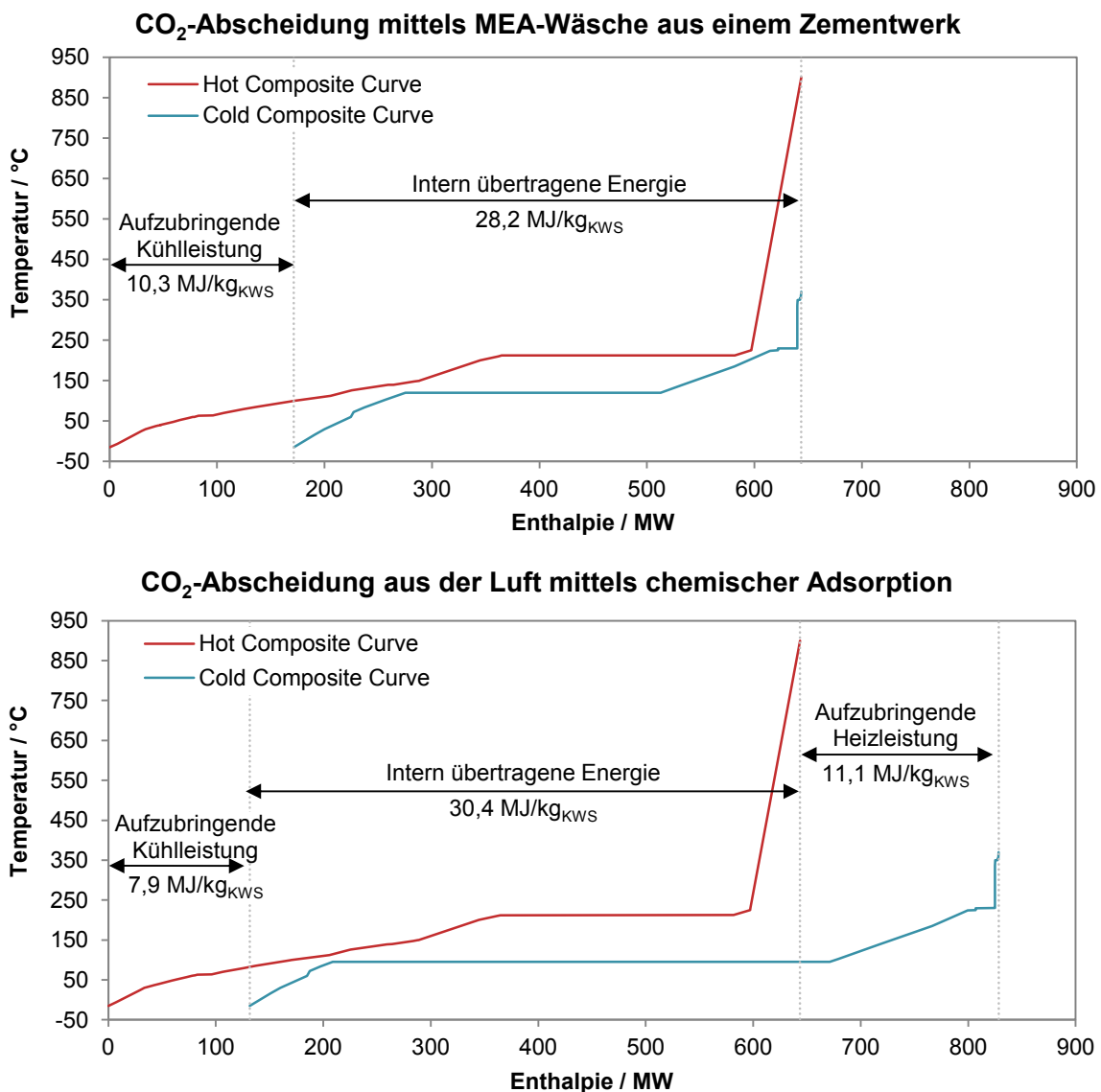


Abbildung 9.10: Pinch-Diagramme des Referenzfalls mit CO₂-Abscheidung aus einem Zementwerk mittels MEA-Wäsche und mit CO₂-Abscheidung aus der Luft mittels chemischer Adsorption.

Tabelle 9.4 stellt die Ergebnisse der Integration der CO₂-Abscheidung der untersuchten acht Betriebsfälle gegenüber. Es wird aufgezeigt, dass der thermische Energieverbrauch für die Abscheidung aus den drei industriellen Quellen durch interne Wärmevershaltung für den Referenzfall und die Verfahrensvariante „Oxyfuel-Verbrennung“ gedeckt wird. FT-

Abwärmennutzungsgrade von $\eta_{Q_{FT}} = 100\%$ bedeuten, dass der gesamte Abdampf der FT-Synthese innerhalb des Prozesses genutzt wird. Ist der FT-Abwärmennutzungsgrad geringer, kann die Abdampfmenge nicht vollständig genutzt werden und muss als Abwärme abgeleitet werden. Durch den elektrischen Energiebedarf der CO₂-Wäschen (vergleiche Tabelle 7.4) ergeben sich Einbußen im PTL-Wirkungsgrad. Wird CO₂ aus der Luft abgeschieden, ist zusätzliche Heizleistung notwendig. Diese wird elektrisch bereitgestellt und führt zu einer weiteren Absenkung des PTL-Wirkungsgrades. Kann unter der Voraussetzung der technischen Weiterentwicklung der CO₂-Luftabscheidung (vergleiche Kapitel 7.8.3) die prognostizierte Reduktion des Energiebedarfs erreicht werden, reicht die Abwärme des Syntheseprozesses der Verfahrensvariante „Oxyfuel-Verbrennung“ aus um die benötigte thermische Energie zur Luftabscheidung bereitzustellen.

Tabelle 9.4: Auflistung der Kenngrößen für die acht untersuchten Betriebsfälle zur der Integration der CO₂-Abscheidung in den PTL-Prozess.

Fall	Kühlleistung	Intern Übertragen	Heizleistung	$\eta_{Q_{FT}}$	η_{PTL}
	MJ/kg _{KWS}	MJ/kg _{KWS}	MJ/kg _{KWS}	%	%
Referenzfall					
Ohne Abscheidung Zement	24,5	14,1	-	14,7	46,9
MEA	10,3	28,3	-	100,0	45,5
Beste Technik	14,1	24,5	-	75,6	45,9
Stahlwerk					
MEA	7,6	31,0	-	100,0	45,9
Beste Technik	14,9	23,7	-	69,8	45,9
Raffinerie					
MEA	10,3	28,3	-	100,0	45,5
Beste Technik	14,1	24,5	-	75,6	45,9
Luftabscheidung					
Stand der Technik	7,9	30,7	11,1	100,0	40,4
Weiterentwicklung	6,7	31,9	3,0	100,0	44,2
Oxyfuel-Verbrennung					
Ohne Abscheidung Zement	24,7	13,7	-	6,6	48,1
MEA	13,2	25,2	-	87,8	46,9
Beste Technik	16,3	22,1	-	65,2	47,2
Stahlwerk					
MEA	11,0	27,4	-	100,0	47,2
Beste Technik	16,9	21,5	-	60,7	47,3
Raffinerie					
MEA	13,2	25,2	-	87,8	46,9
Beste Technik	16,3	22,1	-	65,2	47,3
Luftabscheidung					
Stand der Technik	8,6	29,8	6,3	100,0	43,5
Weiterentwicklung	7,9	30,5	-	100,0	47,0

Die Wirkungsgradverluste belaufen sich im ungünstigsten Fall (Luftabscheidung Referenzfall) auf 6,5 %. Der Vergleich mit dem Effizienzverlust für Kraftwerke (10,6 %, siehe oben) zeigt, dass sogar bei der CO₂-Abscheidung aus der Luft 4,1 % an Wirkungsgradverlust gegenüber einer Pipelineversorgung mit CO₂ aus Kraftwerken eingespart werden können.

Die verfahrenstechnische Kostenschätzung wird durch die Investitions- und Betriebskosten der CO₂-Abscheidung erweitert. Außerdem gilt die Annahme, dass das Abgas beziehungsweise die Luft kostenfrei zur Verfügung steht. In Tabelle 9.5 sind die ökonomischen Kenngrößen der Integration der CO₂-Abscheidung in den PTL-Prozess für die acht genannten Betriebsfälle dargestellt. Die Gesamtinvestitionskosten steigen um die Investitionskosten für die MEA-Wäsche beziehungsweise die Luftabscheidung. Die Kosten für CO₂ entfallen. Da gleichzeitig die Kosten für Wartung und Betrieb steigen und die Erlöse für Dampf sinken, ergibt sich nur eine geringe Reduktion der Betriebskosten. Insgesamt steigen die Herstellungskosten an. Dies gilt ebenfalls für die Verfahrensvariante „Oxyfuel-Verbrennung“. Für den Fall, dass Dampf kostenlos abgegeben werden muss, zeigt der Vergleich der Herstellungskosten, dass die thermische Nutzung in CO₂-Abscheidungsprozessen aus ökonomischer Sicht vorteilhafter ist als eine kostenlose Dampfabgabe. Wird CO₂ aus der Luft abgeschieden, steigen die Investitionskosten aufgrund der teuren Abscheideanlagen deutlich an. Gleichzeitig steigen aufgrund des hohen zusätzlichen Energieaufwandes, dem Kostenanstieg für Wartung und Betrieb und der Erlösminderung für Dampf die Herstellungskosten stark an. In den Investitionskostenberechnungen werden keine Kostenreduktionen oder -steigerungen für die beste verfügbare Technik oder Technologieweiterentwicklung zukünftiger Anlagen berücksichtigt. Anhang E.4 enthält die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten.

Wäre eine Reduktion der spezifischen Investitionskosten der CO₂-Abscheidung aus der Luft auf 20 €/t_{CO₂} erreichbar, könnten die Herstellungskosten für SPK auf die des Referenzfalles sinken.

Die techno-ökonomischen Kenngrößen und Pinch-Diagramme der Integration der CO₂-Abscheidung in die Konzepte SOEC+RWGS und COEL sind in Anhang E.4 dargestellt.

Tabelle 9.5: Ökonomische Kenngrößen der Integration der CO₂-Abscheidung in den PTL-Prozess.

Fall	TCI	TOP	NPC
	Mio. €	Mio. €/a	€/kg
Referenzfall			
Ohne Abscheidung	3.599	1.544	3,38
Ohne Dampfverkauf ^a	3.599	1.580	3,45
Zement			
MEA	4.175	1.543	3,45
Beste Technik	4.175	1.542	3,41
Stahlwerk			
MEA	4.175	1.530	3,42
Beste Technik	4.175	1.520	3,40
Raffinerie			
MEA	4.175	1.543	3,45
Beste Technik	4.175	1.542	3,41
Luftabscheidung			
Stand der Technik	5.615	1.880	4,27
Weiterentwicklung	5.615	1.734	3,99

Oxyfuel-Verbrennung			
Ohne Abscheidung	3.574	1.513	3,32
Ohne Dampfverkauf ^a	3.574	1.550	3,39
Zement			
MEA	4.039	1.512	3,37
Beste Technik	4.039	1.495	3,34
Stahlwerk			
MEA	4.039	1.507	3,36
Beste Technik	4.039	1.492	3,33
Raffinerie			
MEA	4.039	1.512	3,37
Beste Technik	4.039	1.495	3,34
Luftabscheidung			
Stand der Technik	5.203	1.751	3,97
Weiterentwicklung	5.203	1.637	3,75

^a wirtschaftlicher Betriebsfall, dass Dampf kostenlos abgegeben wird

9.3.2 Fluktuierend anfallende erneuerbare Energien

Die emissionsfreie Herstellung nachhaltiger synthetischer Kraftstoffe erfordert die Bereitstellung von Strom aus emissionsfreien Quellen. Als emissionsfreie Quellen gelten erneuerbare Energien (Wind, Solar, Wasser, Geothermie) und Kernkraft [89]. Kernkraftwerke, Wasserkraftwerke und geothermische Kraftwerke werden im Regelfall stationär betrieben und liefern Strom zu hohen jährlichen Volllaststunden. Stromproduktion basierend auf Wind- und Solarenergie unterliegt saisonalen, täglichen und stündlichen Schwankungen. Für die Stromproduktion über Photovoltaik ist zusätzlich der Tag-Nacht-Rhythmus zu betrachten. Der Kapazitätsfaktor, der den mittleren jährlichen Volllaststunden entspricht, beträgt für Photovoltaikanlagen je nach Standort zwischen 11 % und 30 % [185]. Windenergieanlagen weisen Kapazitätsfaktoren zwischen 20 % und 50 % auf [159]. Die Versorgung einer PTL-Anlage mit Kernkraft, Wasserkraft und Geothermie ist unter der Annahme eines Kapazitätsfaktors von 100 % durch das Szenario S-REF bereits abgedeckt.

Die Versorgung einer PTL-Anlage mit fluktuierender Stromversorgung, also Wind- oder Solarenergie, erfordert die Entkoppelung der Wasserstoffherzeugung und der Synthese (Szenario S-EE, vergleiche Kapitel 6.2). Denn großtechnische FT-Anlagen werden üblicherweise stationär betrieben, da unter anderem das Anfahren eines Fischer-Tropsch-Reaktors ein spezielles Vorgehen erfordert und je nach Reaktortyp bis zu 18 Tage in Anspruch nehmen kann [186]. Daher ist ein stationärer Betrieb der Syntheseanlage trotz fluktuierend anfallender Stromversorgung zu gewährleisten. Durch die Installation eines WasserstoffzwischenSpeichers wird eine stationäre Versorgung der Syntheseanlage mit dynamischer Wasserstoffherzeugung realisiert. Als Elektrolysetechnologie, die dem fluktuierend anfallenden Strom folgen kann, eignet sich die PEM-Elektrolyse (vergleiche Kapitel 3.3).

Salzkavernen sind realisierte großtechnische Lösungen der Wasserstoffspeicherung [155]. Zur Einspeicherung des Wasserstoffs ist eine Verdichtung auf 80 bar notwendig, bei der Ausspeicherung wird der Wasserstoff auf den Prozessdruck von 25 bar entspannt. In der technischen Modellierung werden die Energieverluste durch die Einspeicherung nicht berücksichtigt. In der Kostenschätzung werden die Kosten für die Kaverne und den Kompressor berücksichtigt. Die Investitionskosten für den Kavernenspeicher sind Anhang C.3 zu entnehmen. Für die Kaverne wird eine Lebensdauer von 80 Jahren angenommen [155].

Zusätzlich ist die Anpassung der installierten Leistung der Elektrolyse an die Volllaststunden des jeweiligen Stromerzeugungsprofils der erneuerbaren Energiequelle erforderlich. Ziel ist die Erzeugung einer jährlich konstanten Kraftstoffmenge.

Ein berechnetes Windstromerzeugungsprofil für einen Windpark in der Nordsee wird als Fallbeispiel vorgestellt. Die hier gezeigten Ergebnisse weichen aufgrund von modifizierten Annahmen von denen bereits in einer Fachzeitschrift veröffentlichten ab [70]. Das Windstromprofil wurde von Scholz [187] übernommen und ist im Anhang E.5 dargestellt. Der berechnete Kapazitätsfaktor beträgt 46,8 % entsprechend 4.097 Volllaststunden. Damit ergibt sich eine zu installierende Leistung von 3.249 MW für den Windpark und die Elektrolyse, wenn Übertragungsverluste nicht berücksichtigt werden. Für die Berechnung der Speichergröße sind die folgenden Annahmen festgelegt worden: jedes Jahr treten die gleichen Windgeschwindigkeiten auf (Windstromprofil konstant über die Jahre), der minimale Speicherstand entspricht der Menge an Wasserstoff, der in drei Tagen Betrieb verbraucht wird und es wird von einem Betriebsstart zum 01. Januar ausgegangen. Unter Berücksichtigung dieser Annahmen ist eine Vorlage an Wasserstoff zum Betriebsstart notwendig. Es wurde eine Speichergröße von 31.573 t entsprechend 11,8 % des jährlichen Wasserstoffbedarfs berechnet. Zum Betriebsstart ist der Speicher mit 24.842 t Wasserstoff zu füllen. Der Speicherfüllstand in Abhängigkeit der Zeit ist in Anhang E.5 dargestellt. Die Bereitstellung der Wasserstoffvorlage ist als zusätzlicher einmaliger Investitionskostenposten ohne Zuschlagsfaktoren in der Kostenschätzung berücksichtigt. Dazu wurden zu den berechneten TCI die Stromkosten addiert, die aufzubringen sind, um die Wasserstoffmenge der Vorlage durch Elektrolyse zu produzieren.

Für die Berechnungen der Herstellungskosten ist eine Modifikation der Betriebskostenberechnung notwendig. Strom der von Apparaten der Synthesanlage und des Kavernenspeichers (Kompression und Bereitstellung Vorlage) verbraucht wird, wird aus dem Stromnetz zum Preis von 104,80 €/MWh (siehe Kapitel 4.5.4 und Anhang C.4) bezogen. Der Strompreis für den Strombezug der Elektrolyse entspricht den Stromgestehungskosten für offshore Windstrom, die vom IPCC mit umgerechnet 134 €/MWh für das Jahr 2014 angegeben werden [159].

Die Investitionskosten steigen für das Fallbeispiel auf $TCI = 6.520$ Mio. €. Die Herstellungskosten belaufen sich auf $NPC = 4,68$ €/kg. Abbildung 9.11 und Abbildung 9.12 zeigen die prozentuale Kostenverteilung nach Apparat für die Investitionskosten beziehungsweise Kostenkategorie für die Herstellungskosten.

Der Elektrolyseur dominiert im Vergleich zum Referenzfall die Investitionskosten noch stärker, da die installierte Leistung aufgrund der geringen Volllaststunden stark zunimmt. Die Kavernenkosten und die Kosten für die Bereitstellung der Vorlage summieren sich auf 4,3 % und spielen eine untergeordnete Rolle bei den Investitionskosten.

Wie im Referenzfall dominieren die Stromkosten die Herstellungskosten. Jedoch sinkt deren Anteil aufgrund der deutlich gestiegenen Investitionskosten. Gleichzeitig steigt auch der Anteil der Wartungs- und Lohnkosten, Steuern und Versicherungskosten aufgrund der steigenden Investitionskosten. Der Anteil der Hilfsstoffkosten nimmt ebenfalls zu, da für die Komprimierung des Wasserstoffs für die Zwischenspeicherung ein zusätzlicher Strombedarf anfällt. Der Anteil der CO₂-Kosten sinkt, da diese nur von der Produktausbeute abhängen, welche konstant bleibt.

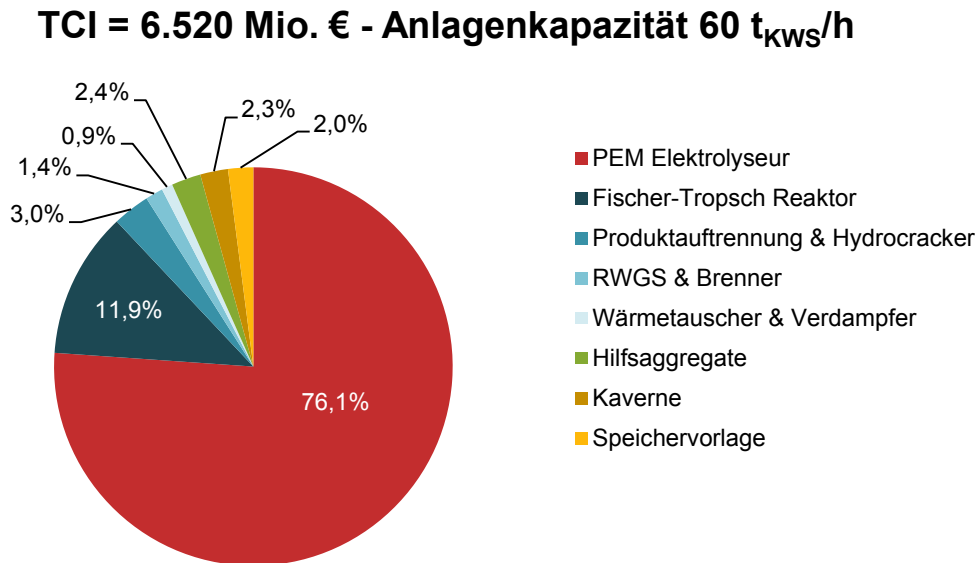


Abbildung 9.11: Prozentuale Verteilung der Gesamtinvestitionskosten (TCI) nach Apparaten und Prozessschritten.

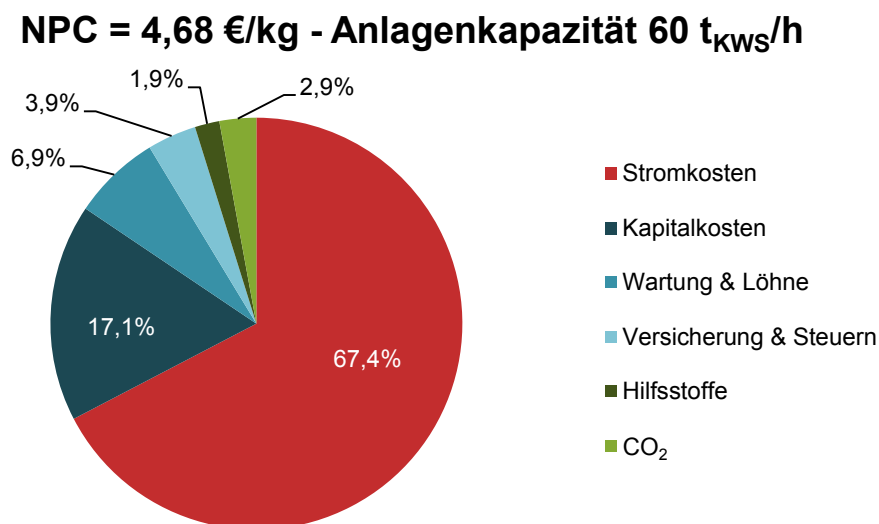


Abbildung 9.12: Prozentualer Anteil der unterschiedlichen Kostengruppen an den Herstellungskosten.

In Abbildung 9.13 werden der Windstrompreis, die spezifischen Investitionskosten des Elektrolyseurs, die spezifischen Investitionskosten der Kaverne, der CO₂-Preis und der O₂-Preis variiert.

Der Windstrompreis dominiert die Herstellungskosten. Aufgrund der steigenden installierten Leistung des Elektrolyseurs ist der Effekt der spezifischen Investitionskosten des PEM-Elektrolyseurs ebenfalls von Bedeutung. Analog zum Referenzfall übertrifft der Effekt des O₂-Preises auf die Herstellungskosten den des CO₂-Preises. Außerdem wird deutlich, dass die Investitionskosten der Kaverne einen marginalen Effekt auf die Herstellungskosten haben. Selbst eine Verdoppelung der spezifischen Herstellungskosten führt zu keiner nennenswerten Erhöhung der Herstellungskosten.

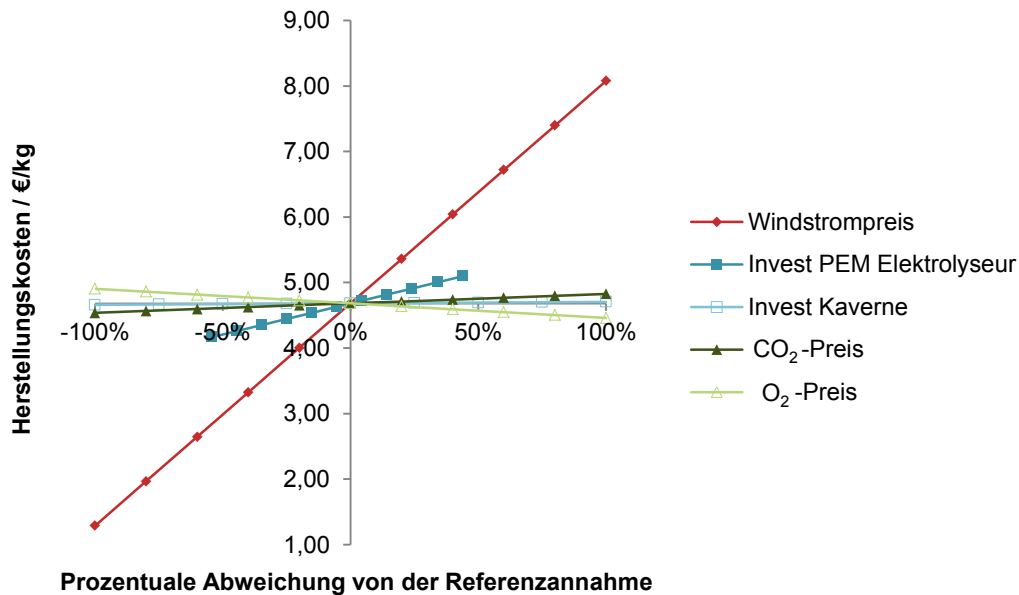


Abbildung 9.13: Herstellungskosten in Abhängigkeit vom Windstrompreis, von den Investitionskosten der PEM und der Kaverne, vom CO₂-Preis und vom O₂-Preis.

Der Kapazitätsfaktor ist eine standortabhängige Größe. Durch dessen Variation lässt sich das Potential von Standorten mit höherem Kapazitätsfaktor abschätzen, beziehungsweise die zu erwartenden Einbußen beziffern, die Standorte mit geringeren Kapazitätsfaktoren mit sich bringen. Der Variationsbereich liegt zwischen 15 % und 65 %. Er wurde größer als der für heutige Windkraftanlagen typische gewählt. Dadurch wird zum einen der Effekt weniger geeigneter Standorte auf die Herstellungskosten abgebildet und zum anderen höhere erzielbare Volllaststunden durch Technologiefortentwicklung berücksichtigt. Der Windstrompreis hängt vom Kapazitätsfaktor ab (vergleiche Kapitel 4.5.4 und Gleichung (4.10)). Mit steigendem Kapazitätsfaktor sinken die Stromgestehungskosten. Abbildung 9.14 zeigt, dass die Herstellungskosten mit steigendem Kapazitätsfaktor exponentiell sinken. Außerdem ist der Anteil der jährlichen Investitionskosten (ACC) an den Herstellungskosten in Abhängigkeit des Kapazitätsfaktors aufgetragen. Es ist zuerst ein starker Abfall des Anteils zu erkennen, da die Investitionskosten des Elektrolyseurs im Vergleich zu den Windstromkosten stärker sinken. Im Bereich des Kapazitätsfaktors zwischen 30 % und 60 % halten sich Windstrompreissenkung und Investitionskosten senkung wie Waage. Ab einem Kapazitätsfaktor von 60 % übertrifft die Windstrompreissenkung die Investitionskosten senkung und damit steigt der Anteil der ACC an den Herstellungskosten wieder an.

PEM-Elektrolysesysteme können bei Überlast betrieben werden [105], [106]. In der Literatur wird eine Überlastfähigkeit von bis 200 % für 30 Minuten prognostiziert [155]. Da die Windprofilaten in stündlicher Auflösung vorliegen, ist nur eine Potentialabschätzung der Überlastfähigkeit möglich. Jede Reduktion der zu installierenden Leistung des PEM-Elektrolyseurs um 5 % durch Überlastbetrieb resultiert in einer Herstellungskosten senkung von 1 %.

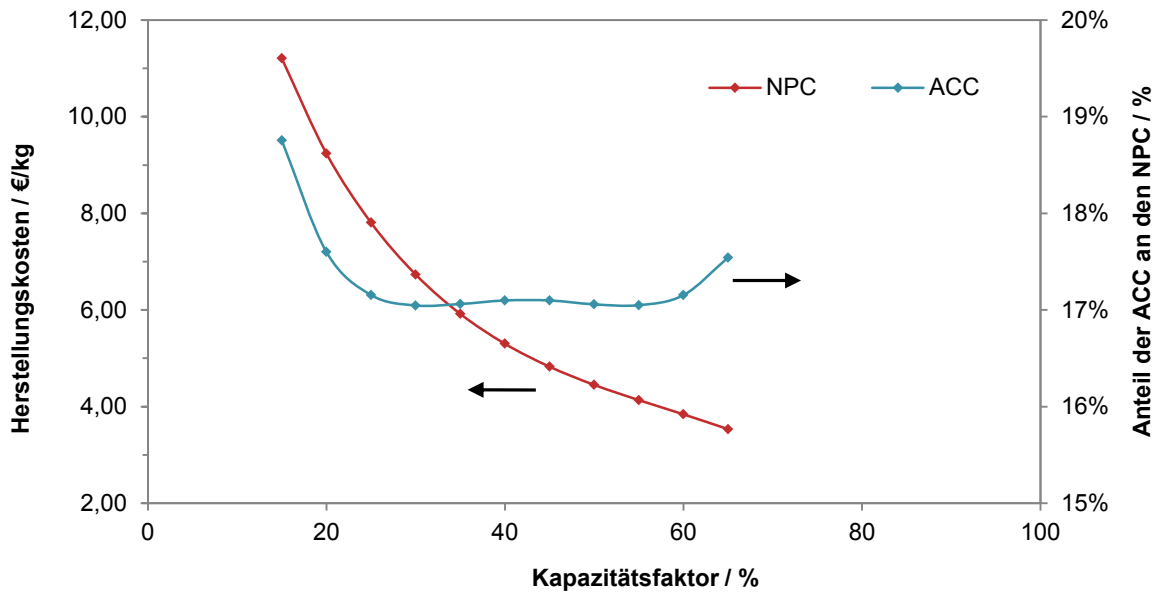


Abbildung 9.14: Abhängigkeit der Herstellungskosten (NPC) und des Anteils der jährlichen Investitionskosten (ACC) an den Herstellungskosten vom Kapazitätsfaktor.

Die Ergebnisse zeigen, dass die SPK-Herstellung mit fluktuierender Stromerzeugung teurer ist als mit stationärer Stromversorgung. Die Gründe sind: hoher Investitionsaufwand aufgrund großer benötigter installierter Leistungen bei gleichzeitig niedrigen Volllaststunden, Kosten für die Zwischenspeicherung und hohe Stromgestehungskosten. Es wurde zwar gezeigt, dass die Kosten für die Zwischenspeicherung in Kavernen im Vergleich zu den restlichen Kosten marginal sind, jedoch ergeben sich daraus nicht zu vernachlässigende Standortrestriktionen, denn die Anlage müsste in der Umgebung von Kavernen aufgestellt werden oder über ein Pipelinennetz mit Wasserstoff versorgt werden. Soll die Herstellung von synthetischem paraffinischem Kerosin dennoch mit erneuerbaren Energien erfolgen so stellen sich für das vorliegende Fallbeispiel zwei Fragestellungen:

- Welchen Kapazitätsfaktor müsste ein Standort aufweisen, dass unter den gegebenen Annahmen synthetisches Kerosin zu den Referenzfallkosten produziert werden kann?
- Auf welchen Wert müssen die Stromgestehungskosten fallen damit mit dem vorliegenden Windstromprofil der Nordsee SPK zu den Referenzfallkosten produziert werden kann?

Für einen Kapazitätsfaktor von 67,3 % kann SPK für die Referenzkosten von 3,38 €/kg hergestellt werden. Nach Gleichung (4.10) würden die Stromgestehungskosten für diesen Kapazitätsfaktor 94,66 €/MWh betragen. Der berechnete Kapazitätsfaktor übertrifft den derzeitigen Weltrekord für Windkraftanlagen (57,9 % für den onshore Windpark Burradale Wind Farm Shetland Islands im Jahr 2005 [188]) um etwa 10 %. Ob ein Kapazitätsfaktor von 67,5 % realistisch ist und technisch an einem Standort realisiert werden kann, kann nicht im Rahmen dieser Arbeit beantwortet werden.

Können die Stromgestehungskosten auf 82,55 €/MWh reduziert werden, ist die Produktion von SPK zu den gleichen Kosten wie bei stationärer Stromversorgung zu Industriestrompreisen möglich. Die Prognose der IEA schätzt das Kosteneinsparpotential der Windstromgestehungskosten auf 45 % für das Jahr 2050 [189]. Dies würde für den Ausgangswert von 134 €/MWh Stromgestehungskosten von 73,70 €/MWh bedeuten. Damit liegen die berechneten Kosten von 82,55 €/MWh in einem realistischen Bereich.

9.4 Techno-ökonomischer Verfahrensvergleich

In diesem Kapitel werden die vorgestellten Verfahrensmodifikationen und Verfahrensalternativen verglichen und die jeweiligen Vor- und Nachteile sowie ökonomischen Risiken benannt. Tabelle 9.6 listet die technischen und ökonomischen Kenngrößen auf.

Das Referenzkonzept PEM+RWGS zeigt, dass die Elektrolyse für den Großteil der Energieverluste verantwortlich ist (vergleiche 8.1.3). Gleichzeitig fällt ein signifikanter Anteil der Energieverluste als Abdampf an. Die Untersuchung der Verfahrensvarianten zur Dampfnutzung zeigte, dass die effektive interne Dampfnutzung den Power-to-Liquid-Wirkungsgrad erhöht und gleichzeitig die Herstellungskosten senken kann. Dabei ist die thermische Nutzung der Abwärme einer Energieumwandlung vorzuziehen. Konzepte mit Hochtemperaturdampfelektrolyse verbinden drei Vorteile: zum einen kann der Abdampf thermisch genutzt werden und zum anderen bezweckt diese Abwärmenutzung eine deutliche Steigerung des elektrischen Wirkungsgrades der Elektrolyse (PEM-Elektrolyse $\eta_{\text{PEM,AC}} = 67\%$ [105], SOEC-Elektrolyse $\eta_{\text{SOEC,AC}} = 94\%$). Der dritte Vorteil ist die signifikante Senkung der Herstellungskosten, da die höhere Effizienz eine deutliche Senkung des Stromverbrauches und damit der Stromkosten, die den Hauptanteil der Herstellungskosten bilden, bewirkt. Der dominierende Einfluss des Strompreises auf die Herstellungskosten gilt für alle Verfahrensmodifikationen, Verfahrensvarianten und Szenarien. Ein ähnliches Bild ist bei den Investitionskosten zu beobachten. Hier machen die Kosten für den Elektrolyseur den größten Kostenblock eines Einzelapparates aus. Lediglich für die Kombination aus Co-Elektrolyse und Luftabscheidung bilden die Investitionskosten für die CO₂-Luftabscheideanlage den größten Kostenblock.

Tabelle 9.6: Techno-ökonomischer Verfahrensvergleich nach PTL-Wirkungsgrad, CO₂-Bedarf, TCI und NPC.

Verfahrensmodifikation/ -variante	η_{PTL} %	CO ₂ -Bedarf kg _{CO₂} /kg _{KWS}	TCI Mio. €	NPC €/kg
Szenario S-REF				
PEM+RWGS				
Referenz	46,9	3,85	3.599	3,38
Vorwärmung Brennluft	47,9	3,74	3.583	3,32
Dampfkraftkreislauf	47,2	3,85	3.602	3,39
Oxyfuel-Verbrennung	48,1	3,11	3.574	3,32
SOEC+RWGS				
Referenz	60,8	3,85	3.010	2,79
Oxyfuel-Verbrennung	61,4	3,11	2.996	2,75
COEL	60,4	3,02	3.252	2,83
Szenario S-CC				
PEM+RWGS Oxyfuel				
Zement MEA	46,9	-	4.039	3,37
Luftabscheidung	43,5	-	5.203	3,94
SOEC+RWGS Oxyfuel				
Zement MEA	55,2	-	3.461	3,00
Luftabscheidung	48,9	-	4.625	3,60
COEL				
Zement MEA	56,0	-	3.688	3,04
Luftabscheidung	49,3	-	4.777	3,63
Szenario S-EE				
PEM+RWGS	46,9	3,85	6.520	4,68

Aus technischer und ökonomischer Sicht sind die Verfahren basierend auf Festoxidelektrolyseuren vorzuziehen, da sie deutlich höhere Wirkungsgrade aufweisen und damit deutlich niedrigere Herstellungskosten versprechen. In der vorliegenden Arbeit wurde das Verfahren, das die SOEC-Hochtemperaturdampfelektrolyse, reverse Wassergas-Shift-Reaktion und Oxyfuel-Verbrennung kombiniert, als das effizienteste und kostengünstigste identifiziert. Auch unter den Randbedingungen des Szenarios S-CC sind diese Verfahren den Konzepten mit Niedertemperaturelektrolyse überlegen. Trotz zusätzlich benötigter Wärme und damit substantiellem Wirkungsgradverlust erreichen die Verfahrensvarianten mit SOEC einen um mindestens 5 % höheren Wirkungsgrad als das PEM-Konzept. Für den Fall der CO₂-Abscheidung aus Industrieabgasen mit einer MEA-Wäsche können für die SOEC-Konzepte Herstellungskosten erzielt werden, die kleiner sind als im günstigsten Fall der PEM-Konzepte. Limitierender Faktor der Konzepte mit SOEC ist der geringe Grad der technischen Reife des Elektrolyseurs (vergleiche Kapitel 3.3). Zwar befinden sich auch PEM-Elektrolyseure noch in der Entwicklung, jedoch hat bereits eine Kommerzialisierung stattgefunden [190].

10 Einordnung und Bewertung der Ergebnisse

In diesem Kapitel werden die technischen und ökonomischen Ergebnisse der Arbeit mit Literaturdaten verglichen und eingeordnet. Zuerst werden die untersuchten Verfahrenskonzepte hinsichtlich ihres Wirkungsgrades und Stoffumsatzes mit Literaturdaten von CTL, GTL, BTL und PTL-Prozessen verglichen. Anschließend werden die ökonomischen Berechnungen für die untersuchten Verfahrenskonzepte an die Randbedingungen in der Literatur vorhandener techno-ökonomischen Studien für Power-to-Liquid Prozesse angepasst und die Ergebnisse diskutiert. Drittens werden Herstellungskosten von synthetischem paraffinischem Kerosin, das über die Power-to-Liquid-Route hergestellt wurde, mit den Herstellungskosten konventioneller und anderer synthetischer Flugturbinentreibstoffe verglichen.

10.1 Technischer Vergleich X-to-Liquid Prozessrouten

In diesem Kapitel werden die Wirkungsgrade und der Rohstoffbedarf verschiedener X-to-Liquid-Technologien, die auf der FT-Synthese basieren, gegenübergestellt. Die Daten entstammen technischen Studien zu den jeweiligen Prozessrouten und sind daher mit Modellunsicherheiten und Annahmen behaftet. Eine Einordnung der PTL-Technologie ist dennoch möglich. Tabelle 10.1 zeigt, dass Prozessrouten, die als Rohstoffbasis Feststoffe (Kohle, Biomasse) verwenden, die niedrigsten Effizienzen aufweisen. Gleichzeitig weisen diese Routen den höchsten Rohstoffbedarf auf. Diese beiden Eigenschaften werden durch das niedrige Wasserstoff-zu-Kohlenstoff-Verhältnis von Biomasse und Kohle bedingt. Wird zusätzlicher Wasserstoff durch Erdgasreformierung oder Elektrolyse bereitgestellt, steigt der Wirkungsgrad signifikant und der Rohstoffbedarf nimmt ab. Dies begründet sich durch die höhere Produktausbeute bei gleichzeitiger effizienter Bereitstellung von Wasserstoff durch Elektrolyse oder Reformierung. Aufgrund des hohen Wasserstoff-zu-Kohlenstoff-Verhältnis von Erdgas (4:1) werden für GTL-Prozesse die höchsten Wirkungsgrade erzielt. PTL-Prozesse können höhere Wirkungsgrade als GTL-Prozesse erzielen, sind aber stark von der verwendeten Elektrolýsetechnologie abhängig. Bei Verwendung von Niedertemperaturwasserelektrolyseuren (PEM) werden Wirkungsgrade erzielt, die im Bereich der Hybridkonzepte (Zugabe von H_2 zu Kohle/Biomasse) liegen. Der Einsatz von Hochtemperaturelektrolysen im Dampf- oder Co-Elektrolysebetrieb ermöglicht Wirkungsgrade im Bereich von GTL-Anlagen.

Für die Kombination aus Co-Elektrolyse und FT-Synthese wurden Wirkungsgrade zwischen $\eta_{\text{PTL}} = 51 \%$ und $\eta_{\text{PTL}} = 67 \%$ berechnet [64], [66], [77]. Der in dieser Arbeit ermittelte Wirkungsgrad ist mit diesen Werten vergleichbar und liegt bei $\eta_{\text{PTL}} = 60,4 \%$ (vergleiche Tabelle 10.1). Aufgrund der Implementierung eines Rückflusssystem und der CO_2 -Zwischenabscheidung ist der CO_2 -Bedarf gegenüber den Vergleichskonzepten aus der Literatur deutlich geringer. Der Wirkungsgrad der Kombination aus SOEC und RWGS wird in der Literatur mit $\eta_{\text{PTL}} = 70 \%$ angegeben [191]. In dieser Arbeit wird ein Wert von ca. $\eta_{\text{PTL}} = 61 \%$ berechnet (vergleiche Kapitel 9.2). Da für den Literaturwert keine detaillierten Zwischenergebnisse vorliegen, kann der Grund für die Abweichung nicht identifiziert werden. Für die Verfahrensvariante PEM+RWGS wurden keine Vergleichsdaten gefunden.

Tabelle 10.1: Zusammenstellung von Wirkungsgraden und Rohstoffbedarfe verschiedener XTL-Technologien.

Prozessroute	Annahmen	η_{XTL}	Rohstoff- bedarf	Quelle
		%	$\frac{\text{kg}_{\text{C-Quelle}}}{\text{kg}_{\text{KWS}}}$	
Coal-to-Liquid				
CTL, Niedertemperatur-FT	$X_{\text{CO}} = 0,83$	43,0	3,26	[41]
CTL, Hochtemperatur-FT	$X_{\text{CO}} = 0,92$	41,1	3,44	[41]
Coal&X-to-Liquid				
CTL + H ₂ -co-Feed aus Erdgas	$X_{\text{CO}}=0,8, \alpha=0,73, \text{R}$	49,6 ^a	1,43	[44]
CTL + H ₂ -co-Feed aus Elektrolyse	$X_{\text{CO}}=0,8, \alpha=0,73, \text{R}$	50,3 ^a	1,43	[44]
Gas-to-Liquid				
GTL + konventioneller Reformer	R	59,2	1,59	[36]
GTL + ATR	R	59,4	1,59	[36]
GTL + ATR + Rückflussreformer	R	65,3	1,45	[36]
Gas&SolarHeat-to-Liquid				
G&CTL + Solarenergie	$X_{\text{CO}}=0,87, \text{R}$	62,9	1,92	[35]
Biomass-to-Liquid				
BTL	$X_{\text{CO}}=0,4, \alpha=0,8, \text{R}$	45,1	-	[48]
BTL + Teercracker	$X_{\text{CO}}=0,9, \text{R}$	43,6	-	[46]
BTL + Niedertemperatur-FT	$X_{\text{CO}}=0,9, \alpha=0,9, \text{R}$	39,0	9,10	[47]
BTL + Hochtemperatur-FT	$X_{\text{CO}}=0,9, \alpha=0,9, \text{R}$	50,0	7,06	[47]
Biomass&Power-to-Liquid				
BTL + H ₂ -co-Feed aus Elektrolyse	$X_{\text{CO}}=0,8, \alpha=0,73, \text{R}$	44,6 ^a	2,43	[44]
PBTL	$X_{\text{CO}}=0,4, \alpha=0,85, \text{R}$	45,0	2,00	[58]
Power-to-Liquid				
SOEC co-Elektrolyse	$X_{\text{CO}}=0,8, \alpha=0,9$	51,0	6,06	[66]
SOEC co-Elektrolyse mit Rückfluss	$X_{\text{CO}}=0,87, \alpha=0,94, \text{R}$	57,2	5,40	[77]
SOEC co-Elektrolyse optimiert, ohne HC		66,7	-	[64]
SOEC+RWGS		70,0	-	[191]
PEM+RWGS	$X_{\text{CO}}=0,4, \alpha=0,85, \text{R}$	46,9	3,85	- ^b
SOEC+RWGS	$X_{\text{CO}}=0,4, \alpha=0,85, \text{R}$	60,8	3,85	- ^b
SOEC co-Elektrolyse	$X_{\text{CO}}=0,4, \alpha=0,85, \text{R}$	60,4	3,02	- ^b

^a berechnet auf Basis der eintretenden Rohstoff- und austretenden Produktströme

^b Ergebnisse dieser Arbeit siehe Kapitel 8 und Kapitel 9

R = Rückflusssystem implementiert; X_{CO} = CO-Umsatz im FT-Reaktor

10.2 Ökonomischer Vergleich der Power-to-Liquid-Prozessrouten

Da die Anzahl techno-ökonomischer Studien von Power-to-Liquid-Verfahren limitiert ist sowie die zu Grunde gelegten Annahmen oft unvollständig und nicht nachvollziehbar sind, sind die Möglichkeiten des Modellvergleichs begrenzt. Tabelle 10.2 vergleicht die Herstellungskosten unterschiedlicher PTL-Verfahrenskonzepte der verfügbaren Literatur. Dabei wurden die Annahmen für den Strompreis und die Kapazität aus der jeweiligen Literaturstudie übernommen.

Tabelle 10.2: Herstellungskostenvergleich unterschiedlicher PTL-Verfahrenskonzepte.

Prozessroute	Angepasste Annahmen		NPC	Quelle
	Kapazität	Strompreis		
	MW _{el}	€/MWh	€/kg	
SOEC+RWGS				
Walter	100	50,00	1,54	[191]
Diese Arbeit	100	50,00	1,85	-
PEM+RWGS				
Tremel et al.	100	51,48	2,35	[76]
Diese Arbeit	100	51,48	2,20	-
Co-SOEC				
Becker et al.	55	18,52	1,47	[66]
Diese Arbeit	55	18,52	1,42	-
Becker et al.	55	73,00	2,67	[66]
Diese Arbeit	55	73,00	2,49	-
Erneuerbare Energien, Kapazitätsfaktor 45,7 %				
PEM+CO ₂ -Luftabscheidung				
Schmidt et al.	27	134,00	6,68	[192]
Diese Arbeit	27	134,00	5,83	-
SOEC+CO ₂ -Luftabscheidung				
Schmidt et al.	28	134,00	7,17	[192]
Diese Arbeit	28	134,00	5,33	-

Im Allgemeinen liegt die Abweichung zwischen den in dieser Arbeit berechneten Herstellungskosten und den Literaturdaten zwischen -17 % und +15 %. Die Herstellungskosten von Becker et al. [66] basieren ebenfalls auf einer Fließbildsimulation mit anschließender Kostenschätzung. Der Berechnungsweg und die Annahmen sind nachvollziehbar dargestellt. Auch die Kostenstruktur der Herstellungskosten ist gut vergleichbar. Becker et al. [66] geben den Anteil der Stromkosten mit 54 % an. In der vorliegenden Arbeit beträgt dieser 60 %. Der Hauptunterschied, der zu den unterschiedlichen Herstellungskosten führt, liegt in der Verfahrenskonzeptionierung. Becker et al. [66] verzichten auf ein Rückflusssystem, während in der vorliegenden Arbeit ein Rückflusssystem implementiert ist. Walter [191] gibt nur den Strompreis und die Kapazität als Annahmen an. Weder ein detailliertes Fließbild noch eine klare Darstellung der Berechnungsvorschrift sind vorhanden. Dadurch ist ein Vergleich nicht durchführbar. Zwar sind bei Tremel et al. [76] die Annahmen der Kostenberechnungsmethodik erläutert, jedoch ist eine Gegenüberstellung ohne Angabe des Prozesslayouts und der Kostenstruktur limitiert. Die Studie von Schmidt et al. [192] basiert auf Blockfließbildern, in denen nur die Hauptapparate betrachtet werden. Die Kostenschätzung ist also eine Größenordnungsschätzung (vergleiche Kapitel 4.4). Die Annahmen für die Synthesanlagen können teilweise nicht im Detail nachvollzogen werden. Die sehr hoch angesetzten spezifischen Investitionskosten für die SOEC sind ein Grund für

die hohe Abweichung, die für die Herstellungskosten der Variante „SOEC+CO₂-Luftabscheidung“ gezeigt ist.

Die Diskussion zeigt, dass die Herstellungskosten in erheblichem Maße von den technischen Resultaten und der Auswahl der ökonomischen Annahmen abhängen. Besonders die Unsicherheit der Kostendaten von Apparaten, die derzeit nicht großtechnisch realisiert sind, hat einen großen Effekt. Es gilt daher beim Vergleich von ökonomischen Kenngrößen stets, die Annahmen für ebendiese Apparate und Rohstoffe zu vergleichen. Für einen Vergleich unterschiedlicher Studien ist die Angabe der Ein- und Ausgangsströme (Energie- und Massenströme) inklusive Fließbild, die Kostenstrukturen der Investitionskosten und Herstellungskosten sowie der getroffenen Annahmen notwendig.

10.3 Marktpotenzial von Power-to-Liquid-Flugturbinentreibstoff

Synthetisches paraffinisches Kerosin, das über die PTL-Route produziert wird, steht im Wettbewerb zu biogenen oder fossilen synthetischen sowie konventionellen Flugturbinentreibstoffen (vergleiche Kapitel 2.3). Als Benchmark gilt der Preis von konventionellem Jet A/Jet A-1 beziehungsweise der Rohölpreis. Abbildung 10.1 zeigt, dass PTL-SPK gegenüber konventionell produziertem SPK (CTL und GTL) und konventionellem Treibstoff nicht wettbewerbsfähig ist. Auch im Vergleich zu alternativen Herstellungsrouten weist die PTL-Route die höchsten Kosten auf. Nur die beiden auf Biomasse basierenden Fischer-Tropsch-Routen (BTL und PBTL) können höhere Herstellungskosten aufweisen, wenn für das PTL-Konzept Hochtemperaturelektrolyse eingesetzt wird. Wird Wasser und Kohlenstoffdioxid thermochemisch mit solarthermischer Wärmeeinkoppelung gespalten, ergeben sich für diese Verfahrensrouten Herstellungskosten in derselben Größenordnung des PTL-Verfahrens. Eine Gegenüberstellung der spezifischen Investitionskosten von XTL-Technologien ist in Anhang F.1 dargestellt. Die Gegenüberstellung zeigt, dass aufgrund der hohen Investitionskosten der Elektrolyseure PTL und PBTL die höchsten spezifischen Investitionskosten aufweisen.

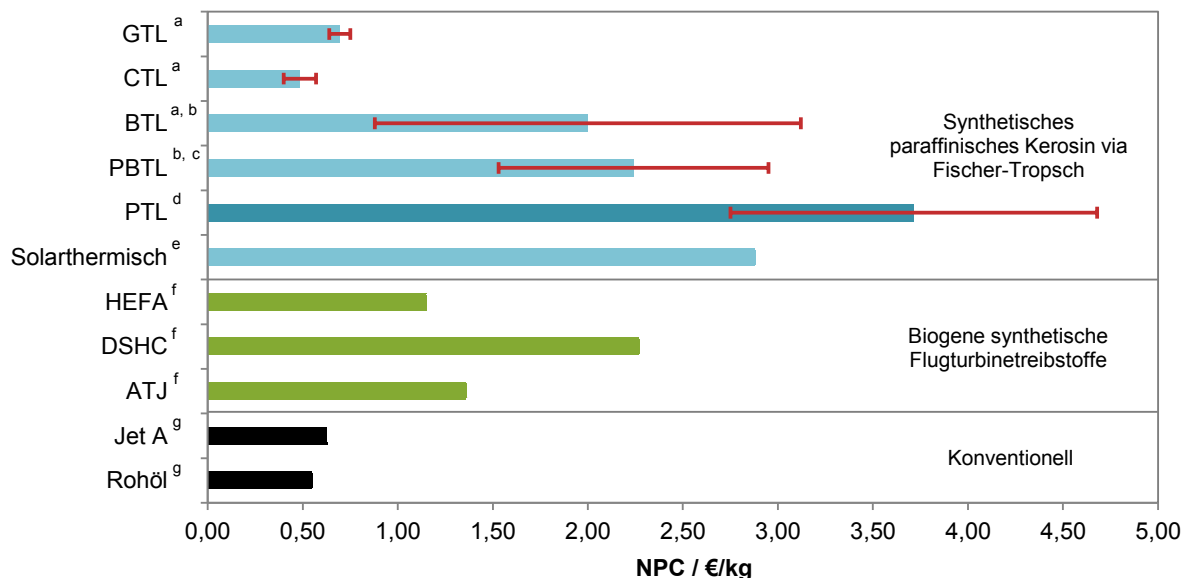


Abbildung 10.1: Preise von SPK für unterschiedliche Produktionsrouten und weiterer synthetischer Flugturbinentreibstoffe im Vergleich zu konventionellem Jet A und Rohöl. Detaillierte Auflistung in Anhang F.1. Quellen: ^a [193], ^b [58], ^c [57], ^d siehe Kapitel 8 und 9, ^e [80], ^f [24], ^g [194]. Die roten Balken geben den Herstellungskostenbereich in Abhängigkeit der Quelle bzw. Annahmen an.

Der große Anteil des Strompreises an den Herstellungskosten wurde bereits diskutiert (vergleiche Kapitel 8 und 9). Der Strompreis kann von den folgenden drei Faktoren abhängen:

- Standortabhängige Faktoren: staatliche Steuern und Abgaben, jährlicher Stromverbrauch, Verbrauchsart, Netzentgelte
- Technologische Faktoren: Erzeugungsart, Kostenreduktion durch technische Fortentwicklung (z.B. Photovoltaik von 5.000 €/kW in 2006 auf 1.300 €/kW in 2015 [195])
- Wirtschaftliche Faktoren: Rohstoffpreisentwicklung, Angebot/Nachfrage (Strombörse)

In Kapitel 4.5.4 wurde der Industriestrompreis in Deutschland für Großabnehmer als Referenzannahme gewählt. In Tabelle 10.3 wurden für die betrachteten PTL-Verfahrensrouten und Herstellungsszenarien die Strompreise errechnet, die eine Treibstoffherstellung über die PTL-Route zum entsprechenden Kostenniveau der jeweiligen Alternative erlauben (vergleiche Abbildung 10.1). Da die Herstellungskosten des PBTL-Verfahrens ebenfalls stark vom Strompreis abhängen, wurden dieses in Tabelle 10.3 nicht berücksichtigt [58]. Standorte, Technologien oder wirtschaftliche Randbedingungen, die Strom zu den in Tabelle 10.3 berechneten Preisen bereitstellen, erlauben eine wettbewerbsfähige Produktion synthetischer Flugturbinentreibstoffe über das PTL-Verfahren. Jedoch können auch für den Fall kostenloser Stromversorgung die Herstellungskosten der konventionellen Verfahren mit fossiler Rohstoffbasis nicht erreicht werden. Vor dem Hintergrund des Ziels der Dekarbonisierung beziehungsweise CO₂-Emissionsreduktion im Flugverkehr entfallen diese Herstellungsverfahren als Optionen für die Produktion von nachhaltigem synthetischem Flugturbinentreibstoff.

Tabelle 10.3: Break-even-Strompreis in €/MWh für die PTL-Verfahren im Vergleich zu konventionellen oder alternativen Verfahren (Referenzstrompreis 104,80 €/MWh). X: kostenlose Stromversorgung deckt nicht die Herstellungskosten des jeweiligen Verfahrens.

Prozessroute/ Kraftstoff	A	B	C	D	E
CTL-0,40 €/kg	X	X	X	X	X
CTL-0,57 €/kg	X	X	X	X	X
GTL-0,64 €/kg	X	X	X	X	X
GTL-0,75 €/kg	3,84	2,85	X	X	X
BTL-0,88 €/kg	8,95	9,48	X	5,26	X
BTL-3,12 €/kg	97,03	123,71	85,48	119,43	78,11
Solarthermisch	87,59	111,47	75,76	107,20	67,88
HEFA-Kerosin	19,56	23,25	5,70	19,03	X
DSHC-Kerosin	63,61	80,37	51,06	76,11	41,87
ATJ-Kerosin	27,82	33,96	14,21	29,73	3,07
Jet A	X	X	X	X	X
Rohöl	X	X	X	X	X

A: PEM+RWGS – Oxyfuel-Verbrennung
 B: SOEC+RWGS – Oxyfuel-Verbrennung
 C: SOEC+RWGS – Oxyfuel-Verbrennung, CO₂-Luftabscheidung
 D: COEL
 E: PEM+RWGS – Erneuerbare Energie, cf = 0,47, H₂-Speicher

Für Deutschland ergeben sich unter Berücksichtigung des Börsenstrompreises (2014: 32,76 €/MWh, vergleiche Kapitel 4.5.4) ökonomische Wettbewerbschancen für PTL-SPK gegenüber DSHC-Kerosin, BTL-SPK und solarthermischem-SPK. Trotz der derzeitigen

schlechten ökonomischen Wettbewerbsfähigkeit der PTL-Verfahren bieten diese Verfahren ein großes Entwicklungspotential.

10.4 Entwicklungspotential von Power-to-Liquid

Die Entwicklung von PEM, SOEC-Elektrolyseuren und der CO₂-Luftabscheidung wird derzeit weiter vorangetrieben. Das Beispiel der Photovoltaik zeigt (Senkung der spezifischen Investitionskosten um etwa 70 % in 9 Jahren [195]), dass durch technische Fortentwicklung und Massenproduktion Kosteneinsparungen erzielt werden können [155]. Auch Effizienzsteigerungen durch die Weiterentwicklung heutiger Technologien bergen signifikante Kostenreduktionspotentiale [105]. In Anhang F.2 sind die Strompreise dargestellt, wenn die Prognosen zur Reduktion der spezifischen Investitionskosten und Energieverbräuchen zutreffen. Diese spekulativen Untersuchungen zeigen, dass PTL-SPK gegenüber biogenen Treibstoffen (HEFA, DSHC, ATJ und BTL) sowie über die solarthermische Prozessroute hergestellten Treibstoffen wettbewerbsfähig wird.

10.5 Nachhaltigkeit von Power-to-Liquid-Flugturbinentreibstoff

Werden Industrieabgase als CO₂-Quelle für PTL-Kraftstoffe genutzt, dann würde zumindest eine Doppelnutzung des CO₂ erfolgen. Luftabscheidung und emissionsfreie Stromquellen schließen den Kohlenstoffkreislauf und könnten das emissionsfreie Fliegen erlauben [89]. Rohstoffbedarf und Flächenverbrauch sind zwei weitere limitierende Faktoren für Herstellungsrouten alternativer Kraftstoffe.

Abbildung 10.2 zeigt den Energiebedarf, den Rohstoffbedarf und den Flächenverbrauch für PTL-SPK mit erneuerbarer Stromversorgung zur Deckung der Hälfte des Flugturbinentreibstoffbedarfs in Deutschland. Der Flugturbinentreibstoffverbrauch lag 2014 in Deutschland bei 8,53 Mt/a [163].

Abbildung 10.3 zeigt die Ergebnisse einer rudimentären Lebenszyklusanalyse (Berechnung siehe Anhang F.3) für PTL-Flugturbinentreibstoff nach dem PEM+RWGS Verfahren. Berücksichtigt wurden Emissionen durch die Produktionsanlage, durch den Stromverbrauch und die Verbrennung. Für die Emissionseinsparungen durch das Edukt CO₂ wurden zwei Fälle berücksichtigt: keine Gutschrift und Gutschrift des CO₂, das in den Treibstoff überführt wird (dieser Fall entspricht der Abscheidung von CO₂ aus der Luft).

Die konventionellen alternativen CTL- und GTL-Treibstoffe zeigen deutlich höhere Emissionen als PTL- und konventioneller Flugturbinentreibstoff. Wird das CO₂ aus der Luft abgeschieden, so verringern sich die Emissionen durch PTL-Treibstoff um knapp 80 % im Vergleich zu konventionellem Jet A.

Um die Ziele der Emissionsreduktion zu erreichen (vergleiche Kapitel 1) ist der Einsatz von Treibstoffen, die über ihren Lebenszyklus (Anbau-bis-Verbrennung/cradle-to-grave) CO₂-Emissionen gegenüber fossilen Treibstoffen einsparen, notwendig. Eine Option kann eine freiwillige Selbstverpflichtung der Airlines zur Beimischung alternativer Treibstoffe sein. Weitere Hebel zur Markteinführung wurden von Thess et al. [89] diskutiert und könnten beispielsweise die Einführung einer internationalen CO₂-Steuer, verpflichtende Beimischquoten oder die Einführung einer internationalen Flugturbinentreibstoffsteuer zur Finanzierung alternativer Herstellungsverfahren sein. Die Frage, inwieweit die jeweiligen regulatorischen Maßnahmen umgesetzt werden können und welchen Effekt diese auf die Luftfahrt haben, bedarf separater Studien jenseits dieser Arbeit.

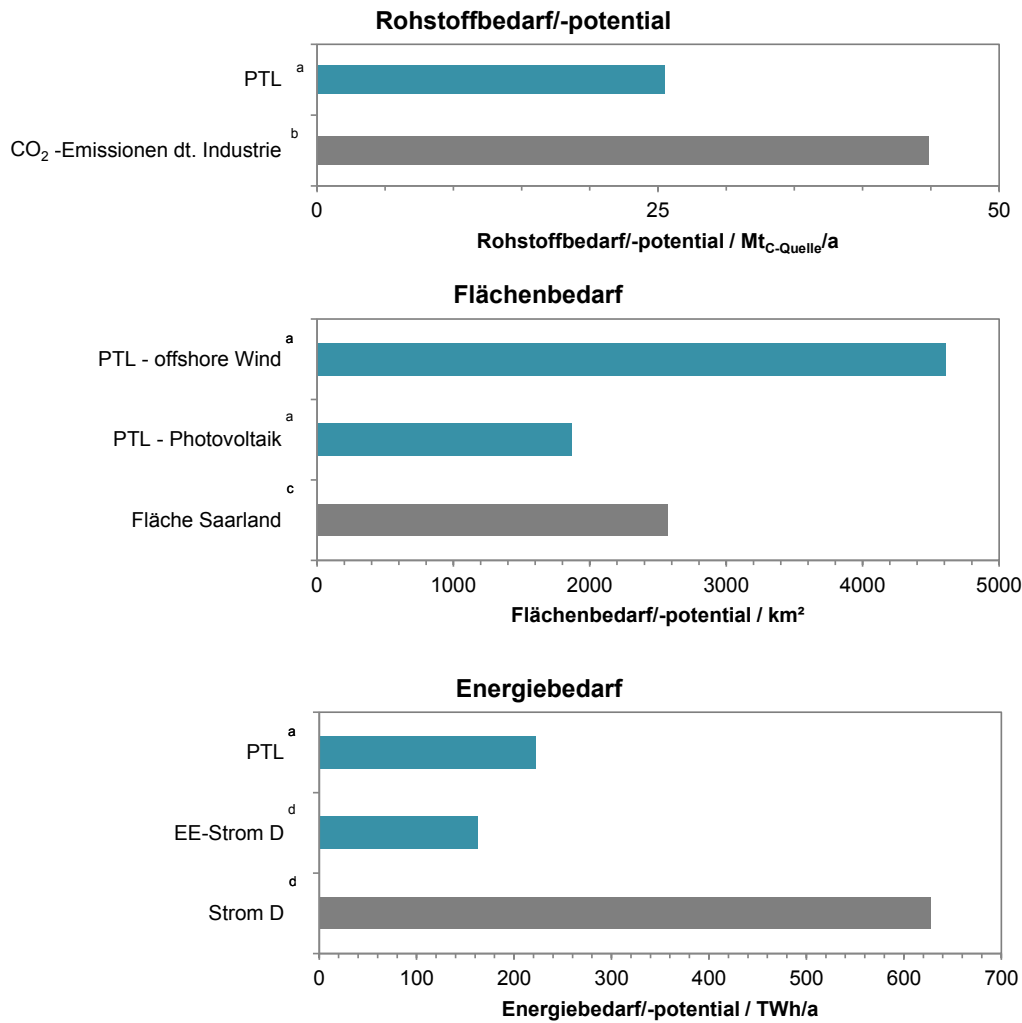


Abbildung 10.2: Rohstoff-, Flächen- und Energiebedarf der PTL-Technologie zur Deckung der Hälfte des Flugturbinentreibstoffbedarfs Deutschlands. Quellen: ^a siehe Kapitel 8 und 9, ^b [196], ^c [197], ^d [198].

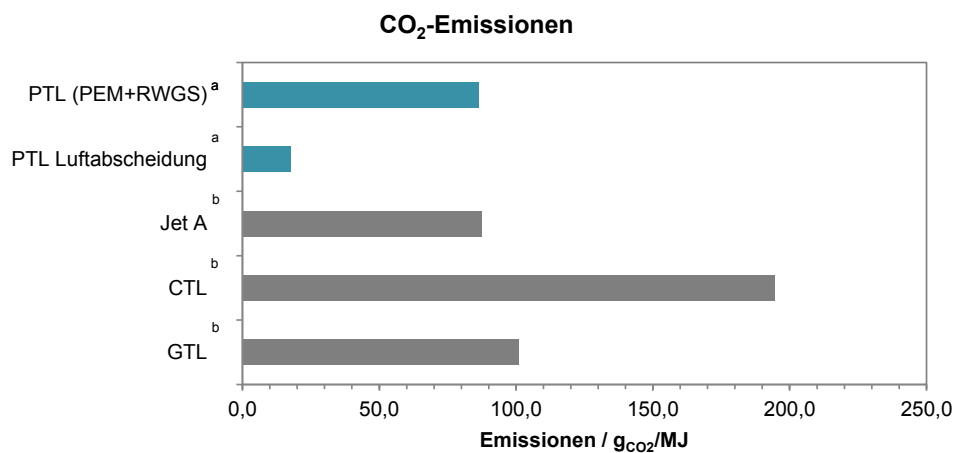


Abbildung 10.3: CO₂-Emissionen von PTL-Treibstoff im Vergleich zu konventionellem CTL- und GTL-Treibstoff. Quellen: ^a eigene Berechnung, ^b [15].

11 Zusammenfassung und Ausblick

11.1 Zusammenfassung

Zur Reduktion der CO₂-Emissionen durch den wachsenden Flugverkehr wird neben Effizienzmaßnahmen für bestehende Technologien, den Betrieb und die Infrastruktur zunehmend der Einsatz radikal neuer Technologien und alternativer Treibstoffe notwendig. Besonders alternative Treibstoffe tragen zur Emissionsminderung bei, da sie gleichermaßen in in Betrieb befindlichen wie neuen Flugzeugen eingesetzt werden können. Die Power-to-Liquid Technologie erlaubt die Produktion von Treibstoffen aus Strom und Kohlenstoffdioxid, die in der heutigen Treibstoffinfrastruktur eingesetzt werden können. Mit der techno-ökonomischen Bewertung wird die technische Leistungsfähigkeit und das wirtschaftliche Potential erfasst und kann mit anderen Technologien verglichen werden.

Es wurde ein Referenzverfahren (PEM+RWGS) definiert, das aus Niedertemperatur-elektrolyse, reverser Wassergas-Shift-Reaktion, Fischer-Tropsch-Synthese und Produkt-aufbereitung besteht. Wird für die Elektrolyse ein spezifischer Systemenergieverbrauch von 4,3 kWh/Nm³ angenommen, ergibt sich für das Referenzverfahren ein Power-to-Liquid-Wirkungsgrad von $\eta_{\text{PTL}} = 46,9\%$. Der Kohlenstoffumsatz liegt bei $\eta_{\text{C}} = 79,9\%$. Der Power-to-Liquid-Wirkungsgrad gibt den Anteil des gesamten Energieeintrags an, der chemisch in den flüssigen Kohlenwasserstoffen gebunden wurde. Die größten Energieverluste entfallen dabei auf die Elektrolyse. Die energetische Betrachtung zeigte, dass der Gesamtprozess einen extremen Wärmeüberschuss aufweist, der in Form von Abwärme ungenutzt abgeleitet wird. Außerdem fällt eine signifikante Menge an Sauerstoff als Nebenprodukt an. Die Investitionskosten betragen für eine Anlagenkapazität von 60 t/h und spezifische Investitionskosten von 680 €/kW für den Elektrolyseur TCI = 3.599 Mio. €. Die Herstellungskosten wurden unter Berücksichtigung des Industriestrompreises (~ 105 €/MWh) zu NPC = 3,38 €/kg berechnet. Die Kosten für den Elektrolyseur machen mit 64,5 % den größten Anteil der Investitionskosten aus. Bei den Herstellungskosten dominieren die Stromkosten mit einem Anteil von 71,4 %.

Neben dem Referenzverfahren wurden mehrere Verfahrensmodifikationen untersucht. Die Verfahrensmodifikationen mit Nutzung des Abdampfes und Elektrolyse-Sauerstoffes hat gezeigt, dass die Verwendung eines Oxyfuel-Brenners sowohl den Power-to-Liquid-Wirkungsgrad steigert als auch die Herstellungskosten senkt. Es ergeben sich ein Power-to-Liquid-Wirkungsgrad von $\eta_{\text{PTL}} = 48,1\%$ und Herstellungskosten in Höhe von NPC = 3,32 €/kg. Mit dieser Verschaltung kann annähernd Kohlenstoffvolumsatz ($\eta_{\text{C}} = 98,9\%$) erzielt werden.

Zusätzlich wurden Verfahrensvarianten mit Hochtemperaturelektrolyse betrachtet, die die Einkoppelung der Abwärme zur Erhöhung des Elektrolysewirkungsgrades erlauben. Für die Variante aus Hochtemperaturelektrolyse und reverser Wassergas-Shift-Reaktion (SOEC+RWGS) ergibt sich ein Power-to-Liquid-Wirkungsgrad von $\eta_{\text{PTL}} = 60,8\%$ und ein Kohlenstoffumsatz von $\eta_{\text{C}} = 79,9\%$. Die Investitionskosten betragen für spezifische Elektrolyseur-Investitionskosten von 1890 €/m² TCI = 3.010 Mio. €. Die Herstellungskosten sind NPC = 2,79 €/kg. Für die Verfahrensvariante mit Hochtemperatur-Co-Elektrolyse (COEL) ergibt sich ein Wirkungsgrad in Höhe von $\eta_{\text{PTL}} = 60,4\%$ und ein nahezu

vollständiger Kohlenstoffumsatz ($\eta_C = 99,6\%$). Die Investitionskosten betragen $TCI = 3.252$ Mio. € und die Herstellungskosten $NPC = 2,83$ €/kg. Wie beim Referenzfall dominieren für diese Verfahrensvarianten bei den Investitionskosten die Kosten für den Elektrolyseur und bei den Herstellungskosten die Stromkosten. Die signifikant niedrigeren Herstellungskosten werden durch die deutlich höheren Elektrolysewirkungsgrade und dem damit deutlich geringeren Stromverbrauch erzielt.

Außerdem wurden zwei Betriebsszenarien untersucht: Im Szenario „CO₂-Abscheidung“ (S-CC) wurde die PTL-Anlage durch eine Anlage zur Abscheidung von CO₂ aus Industrieabgasen oder aus der Luft erweitert. Im zweiten Szenario wurde die PTL-Anlage mit erneuerbarem fluktuierend anfallendem Strom versorgt (S-EE). Für das Szenario „CO₂-Abscheidung“ ergab sich, dass für das Referenzverfahren die anfallende Abwärme ausreicht um den thermischen Energiebedarf für CO₂-Wäschen zu decken. Für die Abscheidung aus der Luft ist in der Regel zusätzliche Wärme notwendig. Aufgrund des Wegfalles der Einnahmen für Abdampf steigen die Herstellungskosten für die Varianten mit CO₂-Abscheidung leicht an. Die hohen Investitionskosten für Luftabscheideanlagen und zusätzliche Energiekosten führen zu erheblich höheren Herstellungskosten (3,60 €/kg - 3,94 €/kg) für diese Varianten.

Nimmt man eine Stromversorgung des PTL-Prozesses durch regional fluktuierenden erneuerbaren Strom an, bedarf es der Entkoppelung der Synthesanlage und der Elektrolyse durch Zwischenspeicherung von Wasserstoff. Die niedrigen Volllaststunden der Elektrolyse erfordern eine Überdimensionierung der Elektrolyse mit Produktion von Wasserstoff auf Vorrat. Dadurch steigen die Investitionskosten ($TCI = 6.520$ Mio. €) signifikant an. Die Herstellungskosten steigen auf $NPC = 4,68$ €/kg. Die Investitionskosten werden durch die Kosten für den Elektrolyseur in noch stärkerem Maße dominiert (Anteil steigt von 65 % auf 76 %). Obwohl durch die gestiegenen Investitionskosten ihr Anteil an den Herstellungskosten steigt, werden letztere weiterhin von den Stromkosten dominiert. Die Kosten für die Zwischenspeicherung sind im Vergleich zu den Elektrolyseur- und Synthesanlagenkosten vernachlässigbar klein.

Für alle Verfahren und Szenarien gilt die folgende Rangliste bezüglich des Kostenreduktionspotentials:

1. Strompreis
2. Effizienz der Elektrolyse
3. Investitionskosten Elektrolyse
4. Investitionskosten CO₂-Luftabscheidung (nur bei den entsprechenden Konzepten)
5. Sauerstoffpreis

Im Vergleich zu alternativen Treibstoffen auf Basis von Biomasse sind PTL-Flugturbinentreibstoffe unter den Referenzannahmen derzeit nicht wirtschaftlich wettbewerbsfähig. Wirtschaftliche Wettbewerbsfähigkeit gegenüber biogenen Treibstoffen kann für Strompreise, die in der Größenordnung des Börsenstrompreises liegen, erreicht werden. Das Rohstoffpotential von PTL-Treibstoffen ist nahezu unbegrenzt und der Flächenbedarf deutlich geringer als bei Biotreibstoffen. Diskussionen über die Nachhaltigkeit und Nutzungskonkurrenz beim Energiepflanzenanbau entfallen bei PTL-Treibstoffen. Im Vergleich zu fossilen Treibstoffen gibt es keine technischen und ökonomischen Randbedingungen, unter denen PTL-Treibstoff wirtschaftlich wettbewerbsfähig ist.

11.2 Fazit und Ausblick

Um die gesteckten Ziele zur Emissionsreduktion im Luftverkehr zu erreichen können Power-to-Liquid-Verfahren eine technische und wirtschaftliche Lösung sein. Zur Steigerung der Wettbewerbsfähigkeit von PTL-Treibstoffen ist die Weiterentwicklung und Hochskalierung der Hochtemperaturelektrolyse und von CO₂-Luftabscheidetechnologien notwendig. Außerdem ist die Bereitstellung kostengünstigen erneuerbaren Stroms erforderlich. Für die Markteinführung und großtechnische Produktion von PTL-Treibstoffen müssen PEM-Elektrolyseure, SOEC-Elektrolyseure und CO₂-Luftabscheideanlagen in großtechnischem Maßstab zur Verfügung stehen.

Eine umfassende Bewertung von PTL-Treibstoffen im Vergleich zu Biotreibstoffen erfordert eine detaillierte Lebenszyklusanalyse. Damit wird die Einordnung des Treibhausgas-minderungspotentials gegenüber Biotreibstoffen möglich. Dazu müssen zum einen die Treibhausgasemissionen der Stromerzeugung berücksichtigt werden, zum anderen aber auch der Flächenverbrauch. Besonders die Bewertung der CO₂-Quellen ist ein wichtiger Punkt hierbei. Bei der CO₂-Abscheidung aus industriellen Quellen muss geklärt werden, wie die Doppelnutzung zu bewerten ist.

Bei der Verbrennung von Treibstoffen in großer Höhe sind die CO₂-Emissionen nur eine der zu betrachteten Emissionen. Eine signifikante Wirkung auf die Atmosphäre und auf die klimarelevanten Emissionen haben bei der Luftfahrt Stickoxide, Kondensstreifenbildung und Ruß. Daher ist die Untersuchung des Verbrennungsverhaltens und der Abgaszusammensetzung von PTL-Treibstoff ein essentieller Teil für eine umfassende Bewertung. Außerdem kann die Entwicklung spezieller Designtreibstoffe die Emissionen senken.

In dieser Arbeit wurde die Herstellung synthetischem paraffinischen Kerosins untersucht, das für eine Zumischquote von maximal 50 % zertifiziert ist. Daraus resultieren zwei Fragestellungen: Ist eine Anpassung der Flugzeugtechnologie für einen reinen SPK-Betrieb möglich? Wie müssen die beschriebenen Verfahrensrouten modifiziert werden, damit ein vollsynthetischer Flugturbinentreibstoff mit der PTL-Technologie produziert werden kann und welche Kostenänderungen ergeben sich dadurch?

Anhang

A Definition Systemgrenzen

Abbildung A.1 zeigt die Systemgrenze des Szenarios S-CC und Abbildung A.2 veranschaulicht die Systemgrenze des Szenarios S-EE.

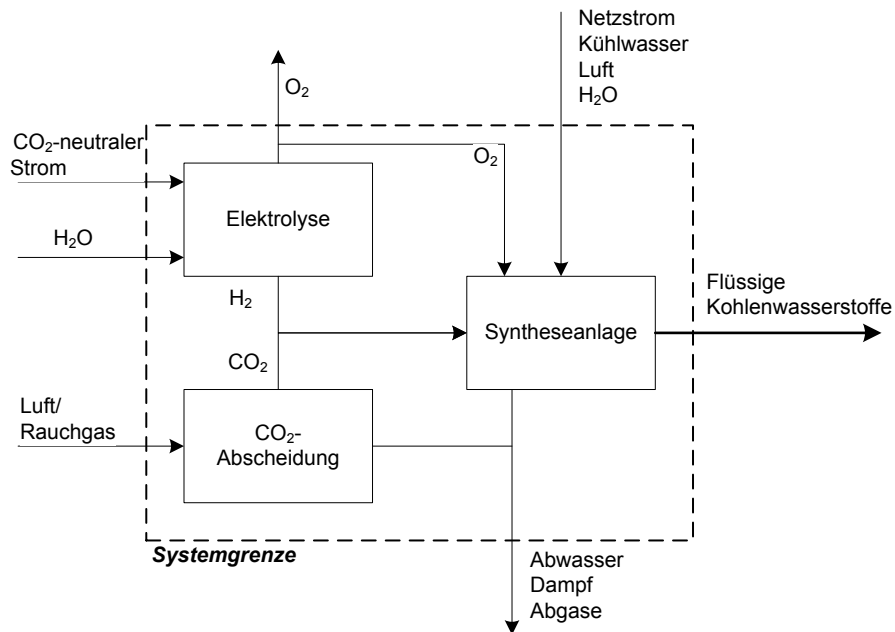


Abbildung A.1: Schematische Darstellung der Systemgrenze für das Szenario S-CC.

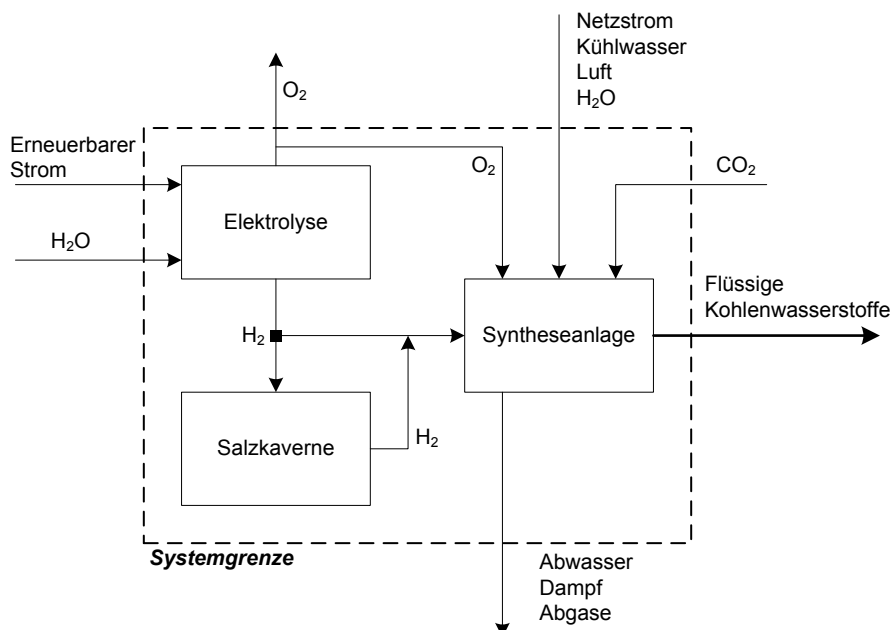


Abbildung A.2: Schematische Darstellung der Systemgrenze für das Szenario S-EE.

B Ergänzungen zur Fließbildmodellierung

B.1 Elektrochemisches Modell SOEC

Mithilfe des elektrochemischen Teilmodelles der SOEC werden die thermodynamische Gleichgewichtsspannung, der Ohm'sche Verlust, die Konzentrationsverluste und die Aktivierungsverluste bestimmt. Das Modell lehnt sich an die Modelle von Stempien et al. [64], [107], [169] und Henke et al. [170] [171] [172] an. Die gewählten Annahmen sind Tabelle B.1 zu entnehmen. Außerdem wird angenommen, dass die SOEC derart betrieben werden kann, dass auf der Anodenseite reiner Sauerstoff strömt. Weiterhin wird angenommen, dass durch die exotherme Betriebsweise die Wärmerückgewinnung ausreicht um die eintretenden Ströme auf Betriebstemperatur vorzuwärmen.

Die thermodynamische Gleichgewichtsspannung U_{GG} kann unter der Annahme, dass für die Reduktion von H_2O und CO_2 im Gleichgewicht dieselbe Gleichgewichtsspannung gilt, durch die Nernst Gleichung für die Reduktion von H_2O beschrieben werden [168]:

$$U_{GG} = \frac{-\Delta G_{H_2O}(T)}{2F} - \frac{RT}{2F} \cdot \ln \left[\left(\frac{x_{H_2O}}{x_{H_2} \cdot x_{O_2}^{0,5}} \right) \cdot \left(\frac{p}{p_0} \right)^{-0,5} \right] \quad (B.1)$$

p ist der Betriebsdruck der SOEC und $p_0 = 1,01325$ bar der Standarddruck. x_{H_2O} und x_{H_2} sind die Molanteile von H_2O und H_2 im Gleichgewichtszustand am Eintritt der Kathode. x_{O_2} ist der Molanteil von O_2 auf der Anodenseite. $\Delta G_{H_2O}(T)$ ist die temperaturabhängige freie Bildungsenthalpie von H_2O .

Für den Ohm'schen Verlust des Elektrolyten gilt nach [64]:

$$U_{Ohm} = i \cdot \frac{d_{Elektrolyt}}{\sigma} \quad (B.2)$$

Mit

$$\sigma = \frac{\Psi_{Elektrolyt}}{T} \cdot e^{-\frac{E_{TA}}{RT}} \quad (B.3)$$

i entspricht der Stromdichte in A/m^2 , $d_{Elektrolyt}$ der Dicke des Elektrolyten, σ der Ionenleitfähigkeit des Elektrolyten, $\Psi_{Elektrolyt}$ dem präexponentiellen Faktor der Ionenleitfähigkeit und E_{TA} der thermischen Aktivierungsenergie.

Die Konzentrationsverluste finden sowohl an der Anode als auch an Kathode statt. Der Konzentrationsverlust der Anode ($U_{Konz,A}$) lässt sich mit dem Fick'schen Gesetz [64] beschreiben:

$$U_{Konz,A} = \frac{RT}{4F} \cdot \left(\frac{\sqrt{\left(\frac{iRT\mu d_A}{2FB} \right)} p_{O_2,A}^2}{p_{O_2,A}} \right) \quad (B.4)$$

μ ist die dynamische Viskosität und $p_{O_2,A}$ der Partialdruck in N/m^2 von Sauerstoff. d_A ist die Dicke der Anode. Für die Permeabilität B kann die Kozeny-Carman Beziehung [199] verwendet werden:

$$B = \frac{\omega^3}{72 \cdot \tau \cdot (1-\omega)^2} \cdot (2 \cdot r)^2 \quad (B.5)$$

Dabei ist ω die Porosität der Elektrode, τ die Tortuosität der Elektrode und r der Porendurchmesser.

Der Konzentrationsverlust der Kathode $U_{Konz,K}$ wird nach dem Ansatz der limitierenden Stromdichte berechnet werden [64]:

$$U_{Konz,K} = \frac{RT}{2F} \cdot \ln\left(\frac{i_L}{i_L - i}\right) \quad (B.6)$$

Für die limitierende Stromdichte i_L des Stofftransports durch eine Diffusionsschicht gilt [170]:

$$i_L = \frac{2 \cdot F \cdot D_{eff} \cdot p}{T \cdot R \cdot d_K} \quad (B.7)$$

d_K ist die Kathodendicke und D_{eff} der effektive Diffusionskoeffizient, der mit Gleichung (B.8) bestimmt wird.

$$D_{eff} = \frac{\varepsilon}{2 \cdot \tau^2} \cdot \left[\sum \left(\frac{1}{D_K^i} + \frac{1}{D_{Bin}^{ij}} \right)^{-1} \right] \quad (B.8)$$

Der Knudsen Diffusionskoeffizient ergibt sich mit der molaren Masse M aus

$$D_K = \frac{2}{3} \cdot r \cdot \sqrt{\frac{8 \cdot R \cdot T}{\pi \cdot M}} \quad (B.9)$$

Der binäre Diffusionskoeffizient D_{Bin}^{ij} ergibt sich nach Fuller et al. [200] mithilfe des atomaren Diffusionsvolumen ξ .

$$D_{Bin}^{ij} = \frac{0,00143 \cdot T^{1,75} \cdot (M_i^{-1} + M_j^{-1})^{0,5}}{p \cdot (\xi_i^{1/3} + \xi_j^{1/3})^2} \quad (B.10)$$

Die Aktivierungsverluste $U_{Akt,A}$ für die Anode und $U_{Akt,K}$ für die Kathode werden mit der Butler-Volmer Gleichung berechnet [172]:

$$i = i_{0,j} \cdot \left(e^{\left(\frac{\beta \cdot 2 \cdot F \cdot U_{Akt,j}}{RT} \right)} - e^{\left(\frac{(1-\beta) \cdot 2 \cdot F \cdot U_{Akt,j}}{RT} \right)} \right) \quad (B.11)$$

Der Aktivierungsverlust der Kathode setzt sich aus dem Aktivierungsverlust durch die Wasserelektrolyse und CO_2 -Elektrolyse zusammen [201]. β ist der Symmetriefaktor. Für die Austauschstromdichten $i_{0,j}$ können näherungsweise die folgenden empirischen Beziehungen [64], [172], [202], verwendet werden:

$$i_{0,A} = 1,52 \cdot 10^{10} \cdot p_{O_2,A}^{0,22} \cdot e^{\left(\frac{-136000}{RT} \right)} \quad (B.12)$$

$$i_{0,H_2O} = 1,83 \cdot 10^8 \cdot p_{H_2}^{-0,1} \cdot p_{H_2O}^{0,33} \cdot e^{\left(\frac{-105000}{RT} \right)} \quad (B.13)$$

$$i_{0,CO_2} = 1,0 \cdot 10^8 \cdot p_{CO}^{-0,29} \cdot p_{CO_2}^{0,1} \cdot e^{\left(\frac{-120000}{RT} \right)} \quad (B.14)$$

Die ideale Gaskonstante R wird in $J/mol \cdot K$, die Temperatur T in K und die Partialdrücke p_j in bar eingesetzt. Austauschstromdichte $i_{0,j}$ hat die Einheit A/m^2 .

Damit ergibt sich die Betriebsspannung $U_{Betrieb}$ zu

$$U_{Betrieb} = U_{GG} + U_{Ohm} + U_{Konz,A} + U_{Konz,K} + U_{Akt,A} + U_{Akt,K} \quad (B.15)$$

Die notwendige Elektrolysefläche A_{El} wurde mit der Flächenbelastung ζ und dem Gesamtstrom am Eintritt $\dot{n}_{Gesamt,in}$ bestimmt.

$$A_{El} = \frac{\dot{n}_{Gesamt,in}}{\zeta} \quad (B.16)$$

Tabelle B.1: Zusammenfassung der Annahmen des SOEC-Elektrolysemodells.

Parameter	Variable	Wert	Quelle
Dicke Elektrolyt	$d_{\text{Elektrolyt}}$	$6 \cdot 10^{-5}$ m	[203]
Dicke Anode	d_A	$1 \cdot 10^{-5}$ m	[64]
Dicke Kathode	d_K	$5 \cdot 10^{-4}$ m	[64]
Präexponentiellen Faktor Ionenleitfähigkeit	$\Psi_{\text{Elektrolyt}}$	$5,15 \cdot 10^7$ S·K/m	[172]
Thermischen Aktivierungsenergie	E_{TA}	$8,4 \cdot 10^4$ J/mol	[172]
Porosität	ω	0,4	[169]
Tortuosität	τ	5	[169]
Porendurchmesser	r	$5 \cdot 10^{-7}$ m	[64]
Atomares Diffusionsvolumen H ₂	ξ_{H_2}	6,12	[200]
Atomares Diffusionsvolumen H ₂ O	ξ_{H_2O}	13,1	[200]
Atomares Diffusionsvolumen CO ₂	ξ_{CO_2}	26,9	[200]
Atomares Diffusionsvolumen CO	ξ_{CO}	18	[200]
Symmetriefaktor	β	0,5	[172]
Flächenbelastung (berechnet aus der Zellfläche und dem Molenstrom)	ζ	0,078 mol/s·m ²	[64], [169]

Das Modell wurde anhand experimenteller Daten von Stempien et al. [169], Cinti et al. [77] und Alenazey et al. [204] verifiziert. Abbildung B.3, Abbildung B.4 und Abbildung B.5 zeigen eine gute Übereinstimmung des Modelles und der experimentellen Ergebnisse. Abbildung B.3 verdeutlicht, dass das Modell für die reine Dampfelektrolyse gut mit den experimentellen Daten übereinstimmt. Für hohe Stromdichten, ist eine Abweichung zu erkennen, welche jedoch für hohe Wasserkonzentrationen abnimmt. Auch ist gezeigt, dass das Modell unterschiedliche Eintrittskonzentrationen korrekt abbildet.

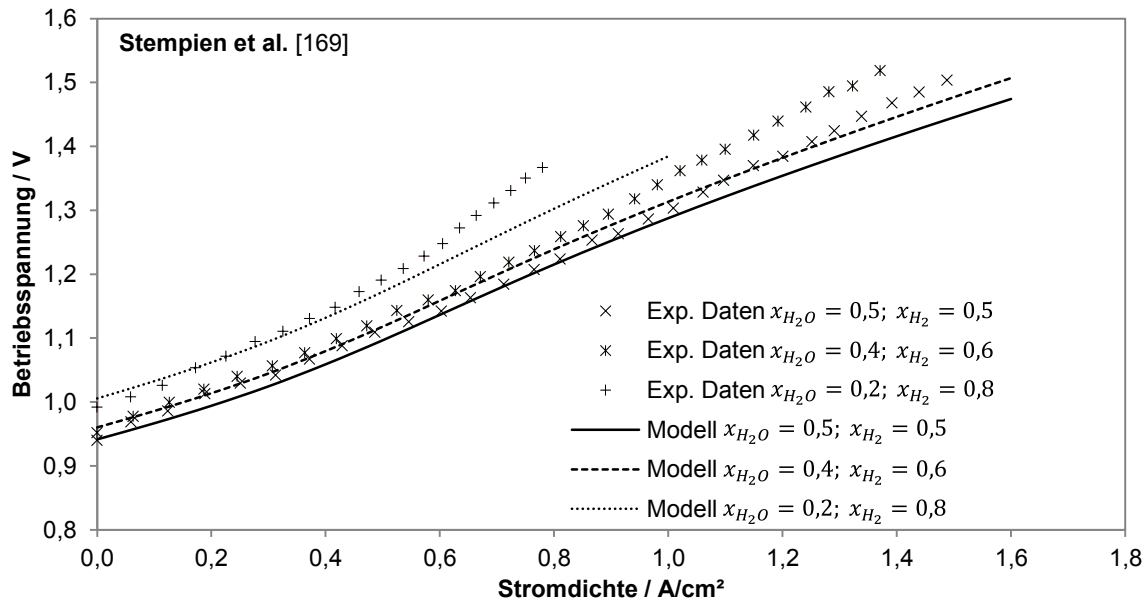


Abbildung B.3: Vergleich der modellierten Betriebsspannung mit experimentell bestimmten Betriebsspannungen nach Stempien et al. [169]. Parameteranpassungen an experimentell untersuchte Zelle: $\beta = 0,14$, $\zeta = 0,175 \text{ mol/s}\cdot\text{m}^2$, $T = 850 \text{ }^\circ\text{C}$, $p = 1 \text{ bar}$.

Abbildung B.4 und Abbildung B.5 zeigen, dass auch im Co-Elektrolysebetrieb modellierte und experimentelle Betriebsspannungen gut übereinstimmen. Besonders die von Alenazey et al. [204] gemessenen Betriebsspannungen werden sehr gut wiedergegeben. Die Abbildungen zeigen, dass auch für unterschiedliche Eingangskonzentrationen gute Übereinstimmungen erzielt werden können.

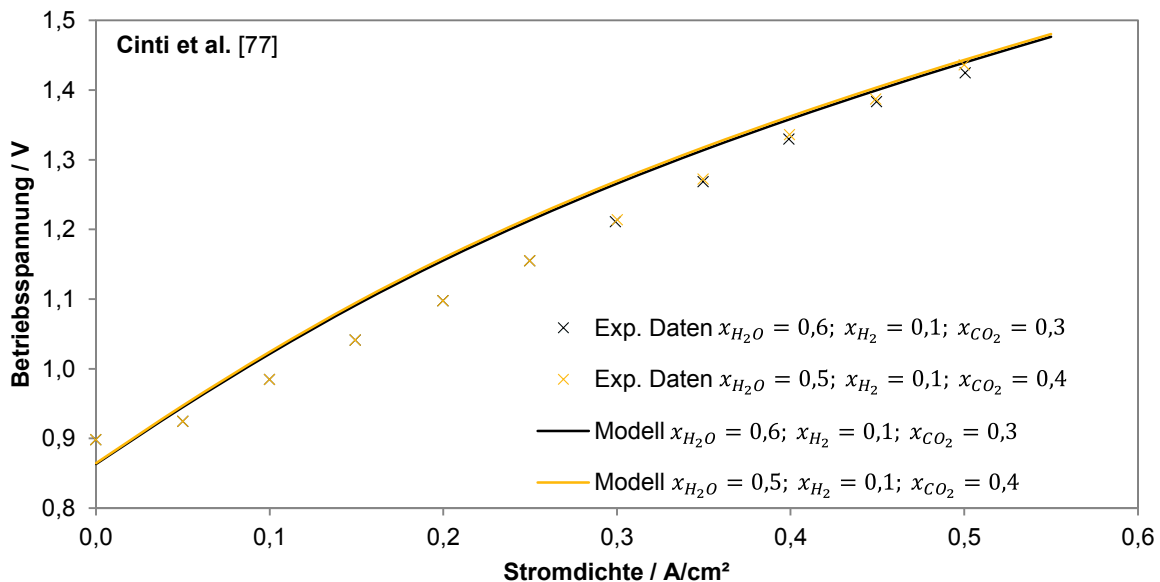


Abbildung B.4: Vergleich der modellierten Betriebsspannung mit experimentell bestimmter Betriebsspannung nach Cinti et al. [77]. Parameteranpassungen an experimentell untersuchte Zelle: $\zeta = 0,074 \text{ mol/s}\cdot\text{m}^2$; $T = 750 \text{ }^\circ\text{C}$, $p = 1 \text{ bar}$.

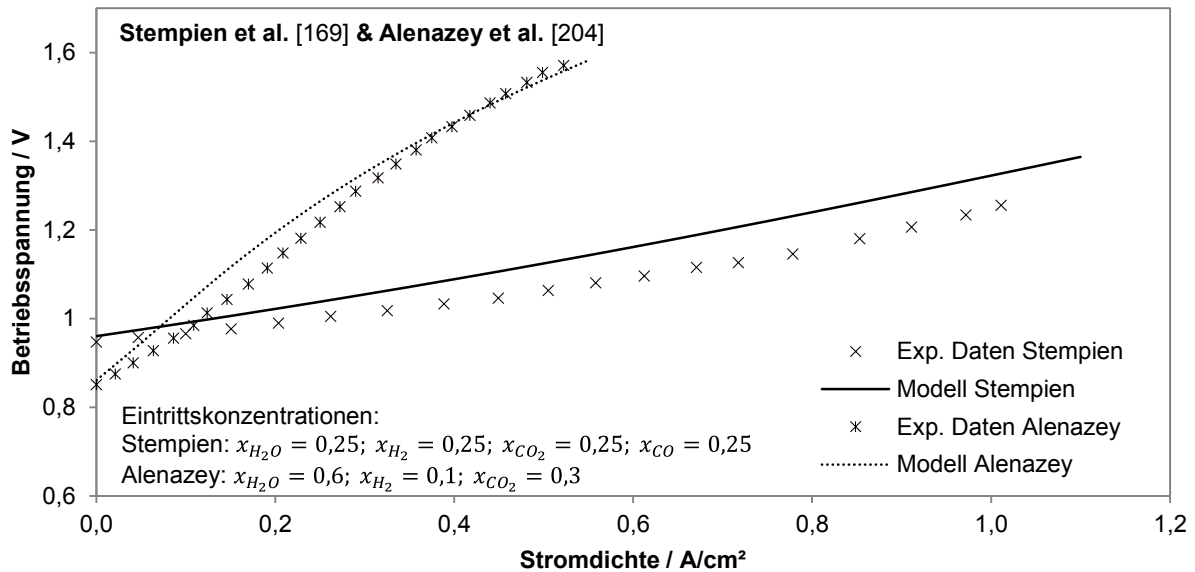


Abbildung B.5: Vergleich der modellierten Betriebsspannung mit experimentell bestimmten Betriebsspannungen nach Stempien et al. [169] und Alenazey et al. [204]: Parameteranpassungen an experimentell untersuchte Zelle: Stempien et al. [169]: $\beta = 0,14$, $\zeta = 0,175 \text{ mol/s}\cdot\text{m}^2$, $T = 850 \text{ }^\circ\text{C}$, $p = 1 \text{ bar}$. Alenazey et al. [204]: $\omega = 0,3$, $\beta = 0,4$, $T = 750 \text{ }^\circ\text{C}$, $p = 1 \text{ bar}$.

Die modellierte Temperatur- und Druckabhängigkeit der Co-Elektrolyse ist in Abbildung B.6 dargestellt. Aus der Arbeit von Henke et al. [171] sowie der Gleichung (B.1) folgt, dass mit steigendem Druck die thermodynamische Gleichgewichtsspannung zunimmt und die summierten Verlust abnehmen. Diese Druckabhängigkeit wird wie im oberen linken Diagramm dargestellt durch das Modell wiedergegeben. Wird die Betriebstemperatur variiert so gilt nach Gleichung (3.7) und Abbildung 3.2, dass mit steigender Temperatur die Gleichgewichtsspannung abnimmt. Es gilt nach Ni et al. [205]: Der Ohm'schen Verlust sinkt mit steigender Temperatur, die Konzentrationsverluste steigen mit steigender Temperatur, die Aktivierungsverluste sinken mit steigender Temperatur. Das Modell bildet diese Temperaturabhängigkeit, wie in den rechten Diagrammen der Abbildung B.6 dargestellt, ab.

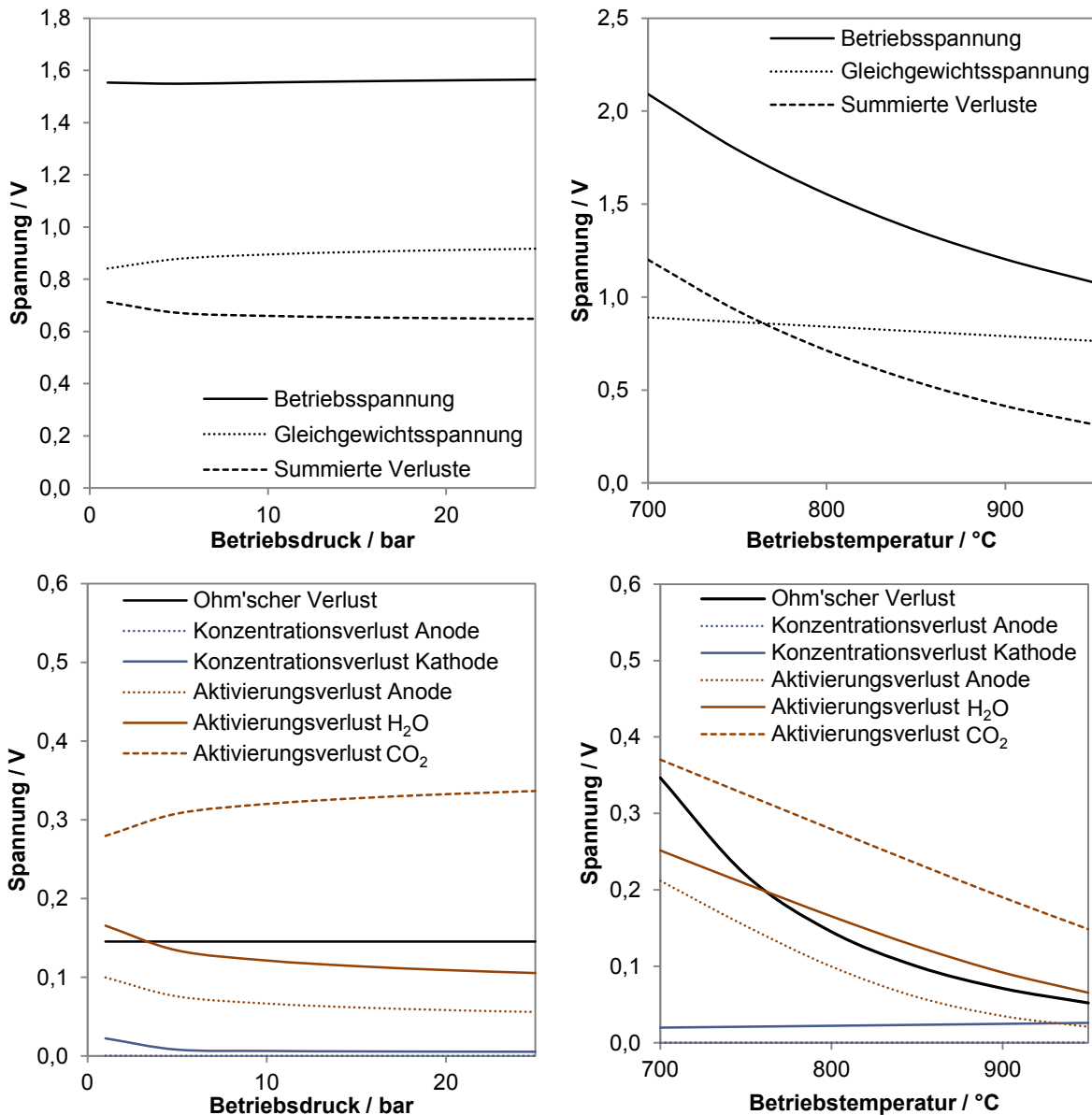


Abbildung B.6: Druck- und Temperaturabhängigkeit der Betriebsspannung, Gleichgewichtsspannung und einzelnen Verluste. Betriebsparameter der Co-Elektrolyse: $T = 800 \text{ °C}$, $p = 1 \text{ bar}$, $i = 0,95 \text{ A/cm}^2$, $x_{\text{H}_2} = 0,04$, $x_{\text{H}_2\text{O}} = 0,64$, $x_{\text{CO}_2} = 0,31$, $x_{\text{CO}} = 0,01$.

B.2 Numerisches Verhalten der Fließbildsimulation

Aufgrund des implementierten Rückflusssystems in den Fließbildsimulationen erfolgt die Lösung durch das iterative durchlaufen von Schleifen bis die Konvergenzkriterien der Rückflusströme (sogenannte „Tear Streams“, Details siehe [165]) erfüllt sind. Die Konvergenzkriterien sind Massenerhaltung und Konvergenz der Zustandsvariablen Enthalpie und Druck. Die Konvergenz gilt als erreicht, wenn das Abbruchkriterium nach Gleichung (B.17) erfüllt ist.

$$tol = 0,001 \leq \frac{\|Var^i - Var^{i-1}\|}{\|Var^{i-1}\|} \quad (\text{B.17})$$

tol ist die Toleranz für die der in Aspen Plus® vorgegebene Standardwert von $tol = 0,001$ beibehalten wurde. Var^i und Var^{i-1} stehen exemplarisch für zu konvergierende Variablen. Var^i ist der Wert des aktuellen Iterationsschrittes, Var^{i-1} der Wert des vorhergehenden

Iterationsschritt. Um eine Abhängigkeit der Ergebnisse von den für die Rückflussströme gewählten Startwerten auszuschließen wurden fünf verschiedene Startwertdatensätze definiert:

1. Standardvorgabe, alle Startwerte sind Null
2. Als Startwerte werden die Ergebnisse, die mit 1. berechneten Ergebnisse gewählt
3. - 5. Datensätze von Zufallswerten für Temperatur, Druck, Stoffmengenstrom und Zusammensetzung

Tabelle B.2 zeigt den chemischen Wirkungsgrad, den Kohlenstoffumsatz und den Kerosinanteil für die fünf Startwertdatensätze.

Tabelle B.2: Chemischer Wirkungsgrad, Kohlenstoffumsatz und Kerosinanteil in Abhängigkeit der Startwerte.

Startwerte	η_{ChemE}	η_{C}	η_{SPK}
	%	%	%
Nullvektor (1.)	72,039	79,912	72,537
Konvergierte Ergebnisse (2.)	72,038	79,888	72,536
Zufallswerte (3.)	72,038	79,873	72,535
Zufallswerte (4.)	72,055	79,874	72,535
Zufallswerte (5.)	72,048	79,917	72,537

Die Standardabweichung gibt die Streuung einer Variablen um ihren Erwartungswert ab und eignet sich daher zur Bewertung der Streuung des chemischen Wirkungsgrads, des Kohlenstoffumsatzes und des Kerosinanteils in Abhängigkeit der Startwerte. Die Standardabweichung wird nach Gleichung (B.18) berechnet.

$$S = \sqrt{\frac{1}{N-1} \cdot \sum_{i=1}^N \chi_i^2} \quad (\text{B.18})$$

Dabei steht N für die Anzahl der Datensätze und i ist die Laufvariable. Es gilt für die Abweichung χ :

$$\chi_i = \text{Var}_i - \overline{\text{Var}} \quad (\text{B.19})$$

Var_i ist der Absolutwert der jeweiligen Variablen und $\overline{\text{Var}}$ ist das arithmetische Mittel, das nach Gleichung (B.20) berechnet wird.

$$\overline{\text{Var}} = \frac{1}{N} \cdot \sum_{i=1}^N \text{Var}_i \quad (\text{B.20})$$

Tabelle B.3 zeigt, dass die Standardabweichung gering ist. Für den Kohlenstoffumsatz ist die Standardabweichung am größten. Sie beträgt aber lediglich 0,026 % des absoluten arithmetischen Mittels. Vor dem Hintergrund der Vereinfachungen die für die Fließbildsimulation notwendig sind (vergleiche Kapitel 3) und der Genauigkeit der Faktormethode zur Schätzung der Investitionskosten (vergleiche Kapitel 4.5) ist die durch die Wahl der Startwerte induzierte Ungenauigkeit vernachlässigbar gering. Daher wurde der Nullvektor als Startwertvektor für alle Simulationen festgelegt.

Tabelle B.3: Arithmetisches Mittel, Standardabweichungen und prozentualer Anteil der Standardabweichung am arithmetisches Mittel für den chemischen Wirkungsgrad, Kohlenstoffumsatz und Kerosinanteil.

	$\overline{\text{Var}}$	S	$S/\overline{\text{Var}}$
	%	%	%
η_{ChemE}	72,044	0,008	0,011
η_{C}	79,893	0,021	0,026
η_{SPK}	72,536	0,001	0,001

B.3 Einfluss des Boudouard Safety Factors

Der Einfluss des Boudouard Safety Factors auf den Prozess wird mit den folgenden zwei Betriebsfällen abgeschätzt:

- Nicht Berücksichtigung des BSF, keine Dampfzugabe zum RWGS-Reaktor
- Verdopplung des BSF \rightarrow BSF=4

Tabelle B.4 zeigt, dass mit steigendem BSF der chemische Wirkungsgrad, der Kohlenstoffumsatz und der Kerosinanteil im Produkt abnehmen. Es ist auch festzuhalten, dass der Einfluss des BSF auf den chemischen Wirkungsgrad und den Kerosinanteil klein ist. Damit auch der Einfluss auf die Herstellungskosten, da die benötigte Wasserstoffmenge nur eine geringe Änderung erfährt. Der sinkende Kohlenstoffumsatz ist durch einen steigenden Wärmebedarf der RWGS aufgrund steigenden Eintrittsmassenstroms durch größere Dampfmenge zu erklären.

Tabelle B.4: Vergleich der Prozessleistungsfähigkeit in Hinblick auf den BSF.

Parameter	Einheit	Referenzfall (BSF = 2)	Kein BSF	BSF = 4
η_{ChemE}	%	72,04	72,18	70,88
η_{C}	%	79,96	81,83	69,41
η_{SPK}	%	68,91	69,04	68,85
Energiebedarf RWGS	MJ/kg _{KWS}	4,3	4,2	4,6

C Zusätzliche Berechnungsvorschriften und Annahmen der verfahrenstechnischen Kostenschätzung

C.1 Währungsumrechnung und Anwendung CEPCI

Die in Abbildung C.7 dargestellte Berechnungsvorschrift wird zur Konvertierung der Basisdaten auf das Referenzjahr 2014 und in die Referenzwährung Euro angewandt. Dazu wird der Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) verwendet. Der CEPCI berücksichtigt Kostensteigerungen vorhergehender Jahre zum aktuellen Referenzjahr. Der CEPCI ist der weltweit am häufigsten verwendete Kostenindex [206]. Da er auf US-amerikanischen Kostendaten basiert, wird zur Aktualisierung von Preisen in Euro auf das Referenzjahr 2014 zuerst die Umrechnung auf US-Dollar für das Basisjahr des jeweiligen Preises durchgeführt und anschließend erfolgt die Aktualisierung mit dem CEPCI. Im letzten Schritt erfolgt die Umrechnung anhand des Jahresmittelwechsellkurses für das Jahr 2014 in Euro. Dadurch werden Wechselkursschwankungen größtenteils ausgeschlossen und deren Einfluss minimiert.

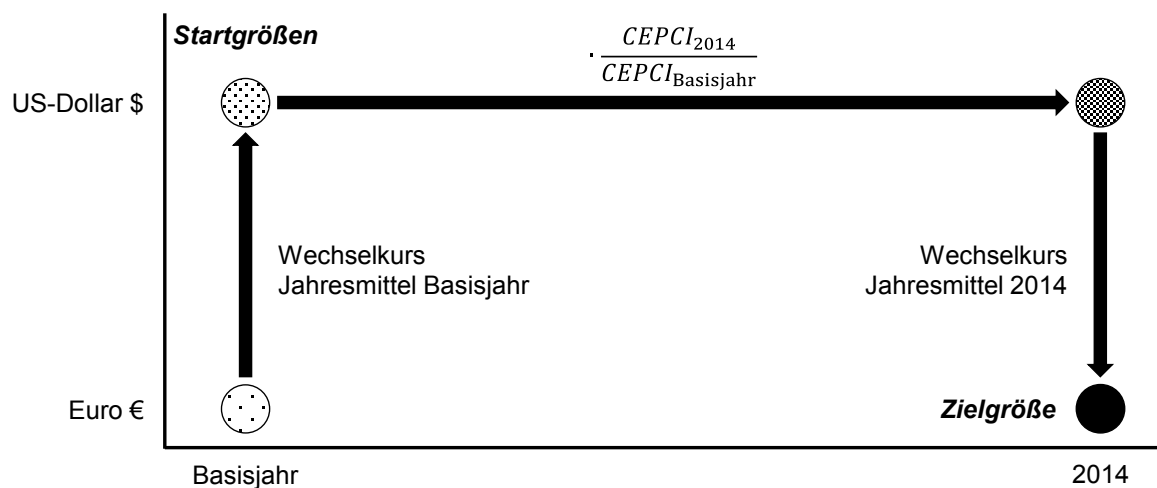


Abbildung C.7: Grafische Darstellung der Berechnungsvorschrift für die Konvertierung der Basisdaten in die Referenzwährung Euro und das Referenzjahr 2014 [148].

Tabelle C.5 listet die CEPCI-Werte für die Jahre 1987 – 2014 auf. Für die Jahresmittelwerte des Wechselkurses Euro/US-Dollar gelten die Werte der Deutschen Bundesbank (siehe dazu [207]).

Tabelle C.5: Chemical Engineering Plant Cost Indizes der Jahre 1987 bis 2014 aus [208], [209], [210].

Jahr	CEPCI	Jahr	CEPCI	Jahr	CEPCI	Jahr	CEPCI
1987	324,0 ^a	1994	368,1 ^a	2001	394,3 ^a	2008	575,4 ^b
1988	343,0 ^a	1995	381,1 ^a	2002	395,6 ^a	2009	521,9 ^b
1989	355,0 ^a	1996	381,7 ^a	2003	402,0 ^a	2010	550,9 ^b
1990	357,6 ^a	1997	386,5 ^a	2004	444,2 ^a	2011	585,7 ^b
1991	361,3 ^a	1998	389,5 ^a	2005	468,2 ^b	2012	584,6 ^b
1992	358,2 ^a	1999	390,6 ^a	2006	499,6 ^b	2013	567,6 ^b
1993	359,2 ^a	2000	394,1 ^a	2007	525,4 ^b	2014	576,1 ^c

^a [208], ^b [209], ^c [210]

C.2 Zuschlagsfaktoren nach Peters et al. [133]

Zur Berechnung der Apparatelkosten sind je nach Apparatetyp und vorhandenen Kostendaten Zuschlagsfaktoren zu berücksichtigen. Diese können sein: Materialfaktoren für spezielle Herstellungsmaterialien, Druckfaktoren für hohe Betriebsdrücke und Mengenfaktoren in Abhängigkeit der Anzahl bezogener Apparate.

Für Verdichter, Turbinen, Pumpen, Entspannungstrommeln, Kolonnen und Verdampfer gelten die Materialfaktoren aus Tabelle C.6.

Tabelle C.6: Materialfaktoren für Verdichter, Turbinen, Pumpen, Entspannungstrommeln, Kolonnen und Verdichter aus [133].

Material	Verdichter	Turbinen	Pumpen	Entspannungstrommeln/ Kolonnen	Verdampfer
Kohlenstoffstahl	1,0	1,0	1,8	1,0	1,0
Edelstahl	2,5	2,0	2,4	3,0	2,1
Nickellegierung	5,1	3,0	5,0	7,4	2,5
Kupferlegierung	-	-	-	-	1,5
Gusseisen	-	-	1,0	-	-

Für alle Apparate, die von Strömen, die Wasser enthalten, durchströmt werden, wurde der Materialfaktor von Edelstahl gewählt. Ansonsten wurde der Materialfaktor von Kohlenstoffstahl verwendet.

In Abhängigkeit des Betriebsdruckes gelten für Pumpen, Entspannungstrommeln, Kolonnen, Verdampfer und Wärmetauscher die Druckfaktoren aus Tabelle C.7.

Tabelle C.7: Druckfaktoren für Entspannungstrommeln, Kolonnen, Verdampfer und Wärmetauscher aus [133].

Druck	Pumpen	Entspannungstrommeln/ Kolonnen	Verdampfer	Wärmetauscher
ab 10,35 bar	1,00	1,60	1,00	1,00
ab 41,35 bar	-	-	1,10	-
ab 50 bar	2,10	3,20	-	1,16
ab 51,70 bar	-	-	1,30	-
ab 100 bar	2,80	4,60	-	1,24
ab 103,40 bar	-	-	2,00	-
ab 150 bar	-	-	-	1,31
ab 153,00 bar	-	-	3,00	-
ab 200 bar	3,50	8,70	-	-
ab 300 bar	4,00	12,20	-	-
ab 400 bar	-	15,80	-	-

Zuschlagsfaktoren auf die Apparatpreise berücksichtigen die Kosten für Montage, Mess- und Regelungstechnik, Rohrleitungen, elektrische Einrichtungen, Gebäude, Erschließung und Versorgungsanlagen. Weiterhin werden Zuschlagsfaktoren für Ingenieurdienstleistungen, Montage, Anwaltskosten und Honorare verwendet. Diese Zuschlagsfaktoren wurden Peters et al. [133] entnommen und sind in Tabelle C.8 aufgelistet.

Tabelle C.8: Zuschlagsfaktoren der direkten und indirekten Kosten im Anlagenbau nach Peters et al. [133].

Typ	Zuschlagsfaktor
Direkte Kosten	
Apparatemontage	0,47
Mess- und Regelungstechnik	0,36
Rohrleitungen	0,68
Elektrische Einrichtungen	0,11
Gebäude	0,18
Erschließungskosten	0,10
Versorgungsanlagen	0,70
<i>Summe</i>	<i>2,60</i>
Indirekte Kosten	
Ingenieurdienstleistungen und Überwachung	0,33
Montagekosten	0,41
Anwaltskosten	0,04
Honorare	0,22
<i>Summe</i>	<i>1,00</i>

C.3 Auflistung der Apparatepreise

Tabelle C.9 listet die Basisapparatepreise für die jeweiligen Basisjahre auf. Außerdem sind die Basiskapazitäten, die Maximalkapazitäten und die Degressionskoeffizienten dargestellt.

Tabelle C.9: Auflistung der Apparatepreise für das jeweilige Basisjahr, der Basiskapazitäten, Maximalkapazitäten und des Degressionskoeffizienten.

Apparat	Basis-jahr	C_0	S_0	S_{\max}	δ	Quelle
PEM Elektrolyseur	2012	900 \$/kW	–	–	–	[150]
SOEC Elektrolyseur	2012	1890 €/m ²	–	–	–	[152]
AC/DC Wechselrichter	2012	160 €/kW	–	–	–	[152]
FT-Reaktor	2000	16,7 M\$	100 MW	456 MW ^a	1,00	[48]
Hydrocracker	2009	9,37 M\$	1,13 kg/s	–	0,70	[66] ^g
RWGS	2010	3,05 M\$	2556 t/d	2600 t/d	0,65	[44] ^g
ATR	2010	3,18 M\$	431 kNm ³ /h	9,4 MNm ³ /h	0,67	[44] ^g
Brenner	2002	3,85 M\$	50,7 MW	100 MW	0,83	[133]
Gebläse	2002	16,83 k\$	26 m ³ /s	48 m ³ /s	0,57	[133]
Zentrifugalverdichter ^f	2002	1,12 M\$	6 MW	6 MW	0,68	[133]
Kolbenverdichter ^f	2002	4,07 M\$	6 MW	6 MW	0,92	[133]
Pumpe ^d	2002	17,82 k\$	1 m ³ /s	1 m ³ /s	0,36	[133]
Verdampfer ^d	2002	400,00 k\$	1000 m ²	4600 m ² ^b	0,54	[133]
Wärmetauscher ^e	2002	41,56 k\$	652 m ²	4600 m ² ^b	0,55	[133]
Wärmetauscher ^e	2002	83,98 k\$	656 m ²	4600 m ² ^b	0,65	[133]

Entspannungstrommel 0,5m ^d	2002	8,83 k\$	25 m	25 m	0,68	[133]
Entspannungstrommel 1 m ^d	2002	22,98 k\$	25 m	30 m	0,80	[133]
Entspannungstrommel 2 m ^d	2002	57,39 k\$	25 m	40 m	0,80	[133]
Entspannungstrommel 3 m ^d	2002	101,24 k\$	25 m	50 m	0,82	[133]
Entspannungstrommel 4 m ^d	2002	141,00 k\$	25 m	55 m	0,83	[133]
Kolonne 0,5 m ^d	2002	40,00 k\$	20 m	20 m	0,91	[133]
Kolonne 1 m ^d	2002	74,72 k\$	30 m	30 m	0,97	[133]
Kolonne 2 m ^d	2002	154,16 k\$	45 m	45 m	0,86	[133]
Kolonne 3 m ^d	2002	207,91 k\$	50 m	50 m	0,78	[133]
Kolonne 4 m ^d	2002	260,74 k\$	50 m	50 m	0,77	[133]
Siebboden ^c	2002	4300 \$	3,7 m	4 m	1,00	[133]
Kälteanlage	2002	1,49 M\$	2,6 MW	2,6 MW	0,64	[133]
Kühlanlage	2002	0,83 M\$	2,6 MW	2,6 MW	0,74	[133]
Abwasseranlage	2002	23,21 M\$	2,05 m ³ /s	5 m ³ /s	0,63	[133]
Salzkaverne	2008	0,02 \$/kWh	–	–	–	[211] ^g
Turbine ^f	2002	266,67 k\$	7 MW	14,7 MW	0,44	[133]
CO ₂ -Luftabscheidung	2010	220 \$/t _{CO₂}	–	–	–	[154]
Selexol TM	2007	60 €/t _{CO₂}	–	–	–	[73] ^g
MEA-Wäsche	2007	60 €/t _{CO₂}	–	–	–	[73] ^g

^a Eigene Berechnung für die maximale Reaktorgröße von 8000 bbl/d (siehe Kapitel 3.5)

^b [23]

^c Zuschlagsfaktor für Bodenanzahl anzuwenden (siehe [133])

^d Zuschlagsfaktor für Betriebsdruck und Herstellungsmaterial anzuwenden (siehe Tabelle C.6 und Tabelle C.7)

^e Zuschlagsfaktor für Betriebsdruck anzuwenden (siehe Tabelle C.7)

^f Zuschlagsfaktor für Herstellungsmaterial anzuwenden (siehe Tabelle C.6)

^g Primärquelle nicht verfügbar

C.4 Betriebskosten

In diesem Kapitel werden die in dieser Arbeit verwendeten Betriebskosten dargestellt. Tabelle C.10 listet die Rohstoffpreise, die Preise für Hilfsstoffe und die spezifischen Betriebskosten des SelexolTM-Prozess, der MEA-Wäsche und der Abwasserbehandlung auf. Die Lohnkosten berechnen sich nach Gleichung (4.6). Die Parameter sind in der Zahlenwertgleichung (C.21) dargestellt und wurden Peters et al. [133] entnommen.

$$O_{Lohn} = 33,67 \text{ $/h} \cdot 57,3 \text{ h/d} \cdot \left(\frac{S}{906 \text{ t/d}}\right)^{0,24} \cdot \left(\frac{576,1}{394,3}\right) \cdot 5 \cdot 365 \text{ d/a} \quad (\text{C.21})$$

Tabelle C.10: Auflistung der Betriebskosten.

Art/Typ/Prozess	Basis- jahr	Basispreis	Quelle
		C_0	
Rohstoffe			
Reinwasser für Elektrolyse	2014	1,20 €/m ³	[146]
Strom für Elektrolyse			
Netzstrom für Industriekunden	2014	104,80 €/MWh	[157]
Offshore Windstrom (cf = 46,8 %)	2005	144,64 \$/MWh	[159]
Börsenstrompreis	2014	32,76 €/MWh	[160]
CO ₂	2003	35,00 \$/t	[161]
Hilfsstoffe			
Kühlwasser	2001	0,04 \$/m ³	[133]
Strom für Hilfsaggregate	2014	104,80 €/MWh	[157]
O ₂	1994	42,50 \$/st	[212]
FT-Dampf	2014	10,44 €/t	— ^a
Mitteldruckdampf	2014	10,03 €/t	— ^a
Niederdruckdampf	2014	9,36 €/t	— ^a
Erdgas	2014	2,53 €/GJ	[146]
Spezifische Betriebskosten			
Betrieb Selexol™-Prozess (ohne Dampf und Strom)	2007	2,85 €/t _{CO₂}	[73] ^b
Betrieb MEA-Wäsche (ohne Dampf)	2007	1,35 €/t _{CO₂}	[73] ^b
Abwasserbehandlung	2001	0,53 \$/m ³	[133]

^a eigene Berechnung
^b Primärquelle nicht verfügbar

Die Dampfkosten wurden nach Ulrich et al. [213] bestimmt. Dabei entspricht der berechnete Dampfpreis den Kosten der Dampferzeugung mit Erdgas.

$$O_{\text{Dampf}} = a \cdot CEPCI_{2014} + b \cdot O_{\text{Erdgas}} \quad (\text{C.22})$$

Mit $a=2,3 \cdot 10^{-5} \cdot S^{-0,9}$ und $b=0,0034 \cdot p^{0,05}$.

Die Kapazität S der Dampferzeugungsanlage und deren Betriebsdruck p sind Tabelle C.11 zu entnehmen.

Tabelle C.11: Kapazität und Betriebsdruck der Dampferzeugungsanlagen.

Dampfart	S	p
FT-Dampf	100 kg/s	25 bar
Mitteldruckdampf	4 kg/s	8,8 bar
Niederdruckdampf	15 kg/s	2,3 bar

D Weitere Ergebnisse der techno-ökonomischen Prozessbewertung des PEM+RWGS-Konzeptes

D.1 Technische Ergebnisse

Die Stoffzusammensetzung des Endproduktes unterteilt in Benzinfraktion, SPK-Fraktion und Dieselfraktion ist in Abbildung D.8 dargestellt.

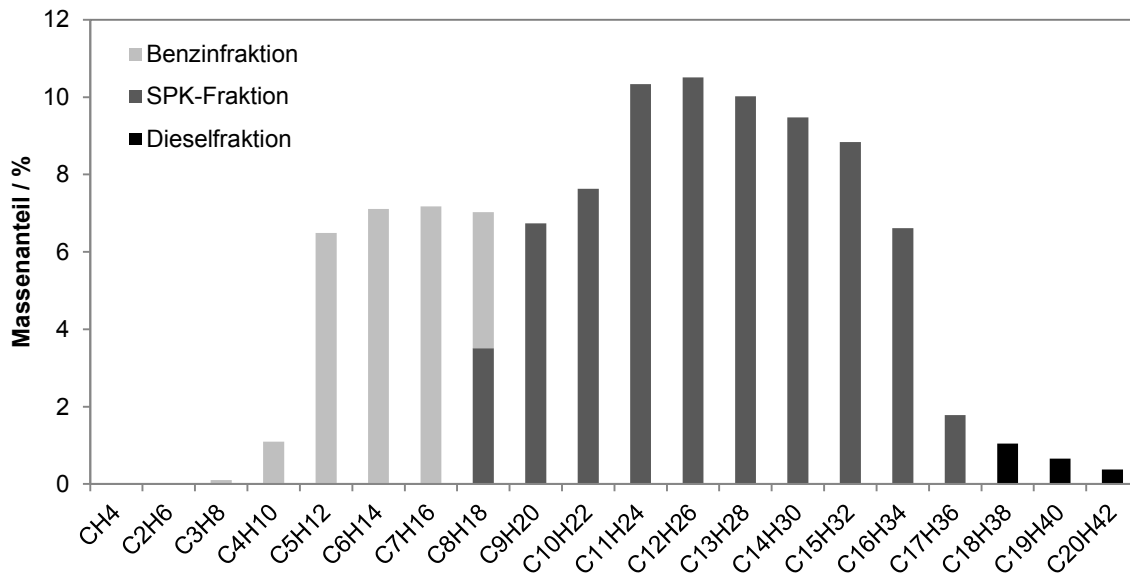


Abbildung D.8: Zusammensetzung des Endproduktes unterteilt in die Produktfraktionen Benzin, SPK und Diesel.

D.2 Ökonomische Ergebnisse

Die Auflistung der Investitionskosten nach Einzelapparat beziehungsweise Apparatefamilie für das PEM+RWGS-Konzept mit einer Anlagenkapazität von 60 t/h ist in Tabelle D.12 dargestellt. Die Betriebskosten sind in Tabelle D.13 dargestellt.

Tabelle D.12: Auflistung der Investitionskosten nach Einzelapparat beziehungsweise Apparatefamilie für das PEM+RWGS-Konzept.

Apparat/Apparatefamilie	Absolut	Relativ
	Mio. €	€/(bbl/d)
<i>Elektrochemische Anlage</i>		
PEM Elektrolyseur	1.014	78.774
TPC	1.014	78.774
FCI	1.856	144.156
<i>TCI</i>	<i>2.320</i>	<i>180.196</i>
<i>Syntheseanlage</i>		
Fischer-Tropsch Synthese	134,9	10.475
Hydrocracker	32,1	2.494
Entspannungstrommeln & Kolonnen	2,0	161
RWGS inkl. Brenner	16,3	1.263
Wärmetauscher & Verdampfer	10,2	792
Pumpen	0,2	13
Kompressoren	15,6	1.209
Hilfsanlagen	11,3	878
TPC	223	17.285
FCI	1.023	79.421
<i>TCI</i>	<i>1.278</i>	<i>99.276</i>
<i>Gesamtanlage</i>		
TPC	1.237	96.059
FCI	2.879	223.577
<i>TCI</i>	<i>3.599</i>	<i>279.472</i>

Tabelle D.13: Betriebskosten des PEM+RWGS-Konzeptes.

Kostenart	Absolut	Relativ
	Mio. €/a	€/kg
Lohnkosten	4,3	0,01
Wartungskosten		
Syntheseanlage	71,6	0,14
Elektrolyseur	46,1	0,09
Steuern und Versicherung	57,6	0,11
Rohstoffe und Hilfsstoffe		
Strom Elektrolyse	1.394,8	2,65
Strom Hilfsapparate	39,0	0,07
Kühlwasser	3,7	0,01
Abwasserbehandlung	0,9	0,00
Reinwasser	3,1	0,01
CO ₂	76,4	0,15
Nebenprodukte		
Dampf	-36,6	-0,07
O ₂	-117,3	-0,22
<i>TOP</i>	<i>1.544</i>	<i>2,94</i>
<i>ACC</i>	<i>232</i>	<i>0,44</i>
<i>TAC</i>	<i>1.776</i>	<i>3,38</i>

D.3 Sensitivitätsanalysen

Variation Kettenwachstumswahrscheinlichkeit

Abbildung D.9 zeigt die Zusammensetzung des SPK in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit. Mit steigender Kettenwachstumswahrscheinlichkeit verschiebt sich die Zusammensetzung des SPK zu langkettigen Kohlenwasserstoffen. Außerdem ist für Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten $\alpha > 0,85$ eine homogene Verteilung der einzelnen Kettenlängen zu erkennen. Die SPKs ähneln der Zusammensetzung des realen Treibstoffs Sasol GTL-2 (vergleiche Abbildung 2.3). Für Kettenwachstumswahrscheinlichkeiten $\alpha < 0,85$ sind ausgeprägte Maxima von n-Nonan zu erkennen. Die modellierten SPKs ähneln den realen Treibstoffzusammensetzung des Shell GTL und des Sasol GTL-1 (vergleiche Abbildung 2.3).

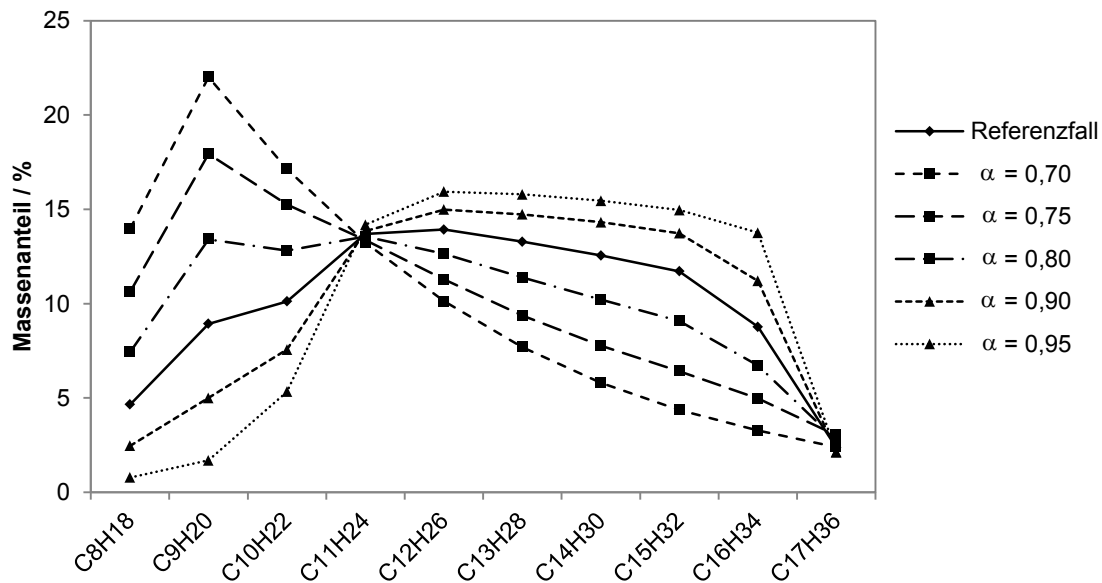


Abbildung D.9: SPK-Zusammensetzung in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit.

Tabelle D.14 zeigt die Auflistung der Investitionskosten nach Einzelapparat beziehungsweise Apparatefamilie in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit. Die Betriebskosten in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit sind in Tabelle D.15 dargestellt.

Tabelle D.14: Auflistung der Investitionskosten nach Einzelapparat beziehungsweise Apparatefamilie in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit.

Apparat/Apparatefamilie	$\alpha = 0,70$	Referenzfall	$\alpha = 0,95$
	Mio. €		
<i>Elektrochemische Anlage</i>			
PEM Elektrolyseur	1.237	1.014	961
TPC	1.237	1.014	961
FCI	2.265	1.856	1.758
<i>TCI</i>	<i>2.831</i>	<i>2.320</i>	<i>2.198</i>
<i>Syntheseanlage</i>			
Fischer-Tropsch Synthese	136,0	135,9	134,4
Hydrocracker	1,2	32,1	71,2
Entspannungstrommeln & Kolonnen	2,4	2,0	2,3
RWGS inkl. Brenner	30,3	16,3	13,2
Wärmetauscher & Verdampfer	17,4	10,2	6,5
Pumpen	0,2	0,2	0,2
Kompressoren	20,4	15,6	9,8
Hilfsanlagen	16,7	11,3	15,0
TPC	225	223	252
FCI	1.031	1.023	1.161
<i>TCI</i>	<i>1.289</i>	<i>1.278</i>	<i>1.451</i>
<i>Gesamtanlage</i>			
TPC	1.462	1.237	1.213
FCI	3.296	2.879	2.919
<i>TCI</i>	<i>4.120</i>	<i>3.599</i>	<i>3.649</i>

Tabelle D.15: Betriebskosten in Abhängigkeit der Kettenwachstumswahrscheinlichkeit.

Kostenart	$\alpha = 0,70$	Referenzfall	$\alpha = 0,95$
	Mio. €/a		
Lohnkosten	4,3	4,3	4,3
Wartungskosten			
Syntheseanlage	72,2	71,6	81,2
Elektrolyseur	56,2	46,1	43,6
Steuern und Versicherung	65,9	57,6	58,4
Rohstoffe und Hilfsstoffe			
Strom Elektrolyse	1.701,9	1.394,8	1.321,5
Strom Hilfsapparate	55,5	39,0	35,8
Kühlwasser	5,7	3,7	3,5
Abwasserbehandlung	1,1	0,9	0,9
Reinwasser	3,5	3,1	2,8
CO ₂	92,3	76,4	73,5
Nebenprodukte			
Dampf	-44,3	-36,6	-35,2
O ₂	-142,8	-117,3	-110,9
<i>TOP</i>	<i>1.871</i>	<i>1.544</i>	<i>1.479</i>
ACC	266	232	235
<i>TAC</i>	<i>2.137</i>	<i>1.776</i>	<i>1.714</i>
NPC (€/kg)	4,07	3,38	3,26

Variation ökonomische Annahmen und Randbedingungen

In Kapitel 8.3.4 ist gezeigt, dass die Abhängigkeit der Herstellungskosten von den Apparate-, Rohstoff- und Hilfsstoffpreisen linear ist. Tabelle D.16 listet die Steigungen der einzelnen untersuchten Parameter auf. Mit den Steigungen können nach Gleichung (D.23) die Herstellungskosten für eine beliebige prozentuale Abweichung von den Basisdaten berechnet werden.

$$NPC_{neu} = Steigung \cdot \frac{Abweichung \text{ in } \%}{100\%} + NPC_{Basis} \quad (D.23)$$

Für das Referenzkonzept PEM+RWGS ist $NPC_{Basis} = 3,38 \text{ €/kg}$. Je größer der Betrag der Steigung, desto stärker ist der Einfluss der jeweiligen variierten Größe auf die Herstellungskosten.

Tabelle D.16: Steigungen der linearen Abhängigkeit der Herstellungskosten von den Apparate-, Rohstoff- und Hilfsstoffpreisen.

Varierte Größe	Steigung
Spezifische Investitionskosten PEM-Elektrolyseur	0,443
Spezifische Investitionskosten FT-Reaktor	0,201
Spezifische Investitionskosten Hydrocracker	0,048
Spezifische Investitionskosten RWGS-Reaktor	0,024
Strompreis	2,728
CO ₂ -Preis	0,145
O ₂ -Preis	-0,223
Dampfpreis	-0,070
Spezifischer Systemenergieverbrauch PEM-Elektrolyseur	3,097

Die Untersuchung der Parameter des ökonomischen Modells (Zinsfuß, Lebensdauer, Wartungskostenanteil, und Versicherungs- und Steueranteil) dient der Abschätzung der durch die Wahl der Parameter eintretenden Schwankungsbreite, sowie des Effektes auf die Herstellungskosten. Der Zinsfuß wird zwischen 1 % und 10 % [70], die Lebensdauer zwischen 10 Jahren und 40 Jahren [70], der Wartungskostenanteil zwischen 1 % und 11 % [133] und der Versicherungs- und Steueranteil zwischen 2 % und 5 % [133] variiert. Für den Zinsfuß und die Lebensdauer gilt aufgrund der Annuitätenmethode (siehe Kapitel 4.5.1) kein linearer Zusammenhang. Der Einfluss dieser beiden Parameter auf die Herstellungskosten ist im Vergleich zu den Wartungskosten, Versicherungskosten und Steuern größer. Es gilt der triviale Zusammenhang, dass je länger die Lebensdauer der Anlage ist und je günstiger die Konditionen der Kapitalbeschaffung sind, desto günstiger wird die Herstellung von synthetischem Flugturbinentreibstoff.

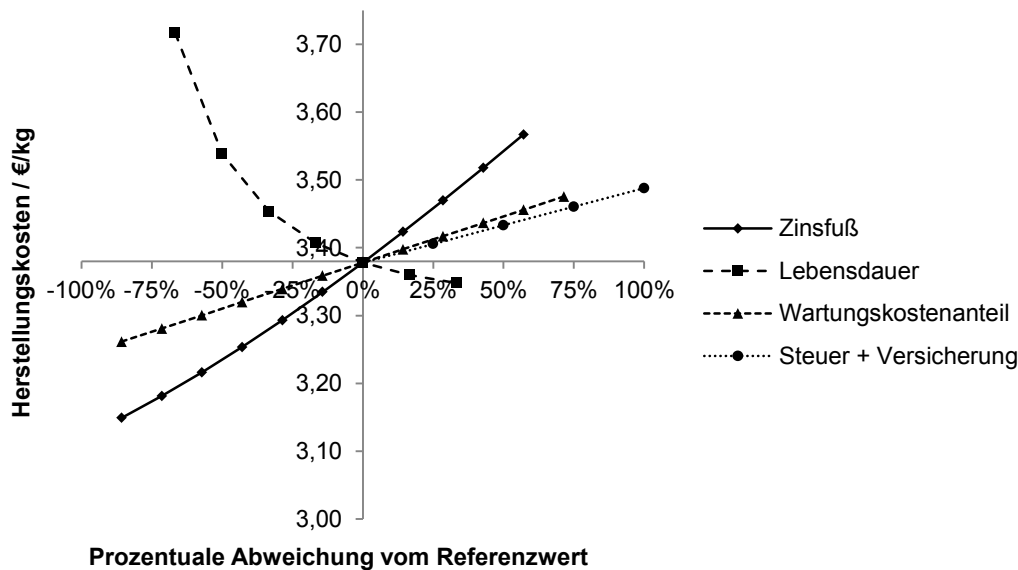


Abbildung D.10: Herstellungskosten in Abhängigkeit des Zinsfußes, der Lebensdauer, des Wartungskostenanteils, Versicherungskosten und Steuern.

Zu Berechnung der Gesamtinvestitionskosten werden zur Berücksichtigung des Anlagenbaus Zuschlagsfaktoren benutzt (siehe Kapitel 4.5.1 und Anhang C.2). Der in Tabelle C.8 dargestellte Datensatz für Zuschlagsfaktoren repräsentiert typische Werte für eine Chemieanlage. Um den Einfluss der Zuschlagsfaktoren auf den Gesamtinvestitionskosten TCI und die Herstellungskosten NPC zu untersuchen wurden diese im in Tabelle D.17 angegebenen Wertebereich variiert.

Tabelle D.17: Parameterbereich der Zuschlagsfaktoren nach Peters et al. [133].

Typ	Unterer Wert	Referenzwerte	Oberer Wert
Direkte Kosten			
Apparatemontage	0,25	0,47	0,55
Mess- und Regelungstechnik	0,08	0,36	0,50
Rohrleitungen	0,55	0,68	0,75
Elektrische Einrichtungen	0,11	0,11	0,30
Gebäude	0,06	0,18	0,45
Erschließungskosten	0,10	0,10	0,20
Versorgungsanlagen	0,30	0,70	0,80
<i>Summe</i>	<i>1,45</i>	<i>2,60</i>	<i>3,55</i>
Indirekte Kosten			
Ingenieurdienstleistungen und Überwachung	0,30	0,33	0,35
Montagekosten	0,33	0,41	0,72
Anwaltskosten	0,04	0,04	0,21
Honorare	0,05	0,22	0,36
<i>Summe</i>	<i>0,72</i>	<i>1,00</i>	<i>1,64</i>

Es wurden 1.000 zufällige Datensätze aus Zuschlagsfaktoren generiert und die Gesamtinvestitions- und Herstellungskosten berechnet. Die Gesamtinvestitionskosten liegen in einem Bereich von $TCI_{\min} = 3.175$ Mio. € bis $TCI_{\max} = 4.070$ Mio. €. Die Schwankungsbreite vom Referenzwert ist damit -12 % bis +13 %. Die Schwankungsbreite liegt innerhalb des Genauigkeitsbereiches, der für die Faktorenmethode zu erwarten ist. Die

Herstellungskosten liegen in einem Bereich von $NPC_{\min} = 3,29 \text{ €/kg}$ bis $NPC_{\max} = 3,47 \text{ €/kg}$. Die Schwankungsbreite vom Referenzwert ist damit $\pm 3 \%$. Aufgrund des geringen Anteils der Investitionskosten an den Herstellungskosten ist die Schwankungsbreite der Herstellungskosten sehr klein. Daher kann der Effekt der Zuschlagsfaktorenwahl auf die Herstellungskosten vernachlässigt werden. Die Wahrscheinlichkeitsverteilung der Gesamtinvestitionskosten TCI und Herstellungskosten NPC in Abhängigkeit der Zuschlagsfaktoren ist in Abbildung D.11 dargestellt.

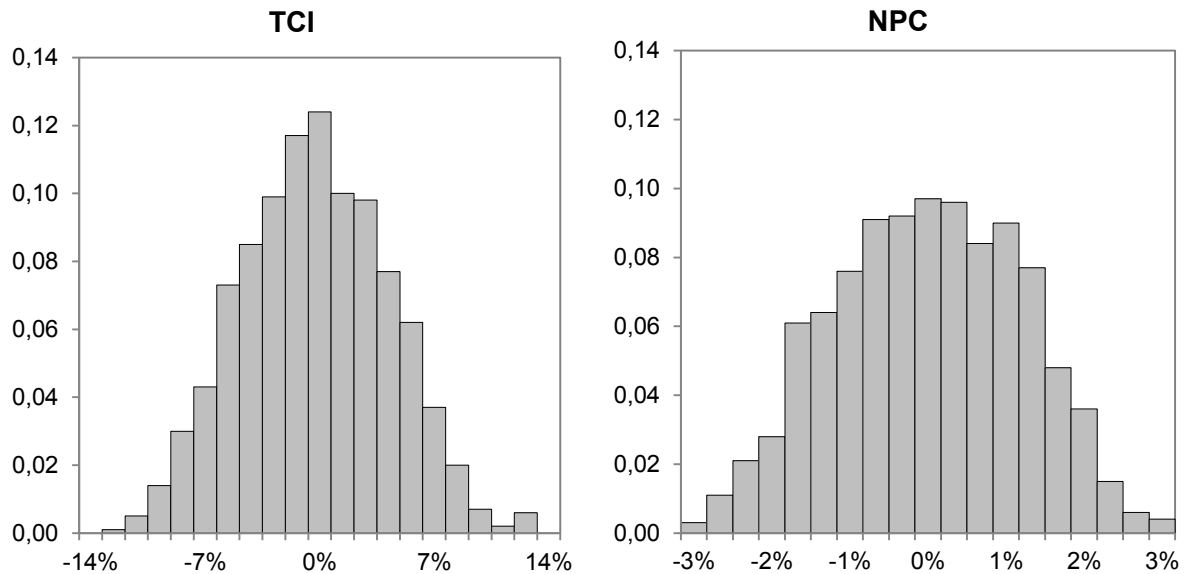


Abbildung D.11: Wahrscheinlichkeitsverteilung der Gesamtinvestitionskosten TCI und Herstellungskosten NPC in Abhängigkeit der Zuschlagsfaktoren.

E Weitere Ergebnisse der techno-ökonomischen Prozessbewertung der Verfahrensalternativen

E.1 Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS

Pinch-Diagramme Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS

Abbildung E.12 zeigt die Pinch-Diagramme für die drei untersuchten Verfahrensvarianten des PEM+RWGS-Konzeptes. Die Abbildung verdeutlicht, dass für die Variante mit Brennluftvorwärmung nur ein geringer Anteil der FT-Abwärme genutzt werden kann. Die interne Wärmenutzung ist für die Variante mit Dampfturbinenkreislauf am höchsten. Für die Oxyfuel-Variante zeigt sich, dass die interne Wärmenutzung geringer ist als im Referenzfall (vergleiche Abbildung 8.3 beziehungsweise Kapitel 8.1.2).

Investitionskostenaufstellung der Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS

Tabelle E.18 listet die Investitionskosten der Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS auf. Der steigende chemische Wirkungsgrad der Varianten Brennluftvorwärmung und Oxyfuel-Verbrennung führt zu einer deutlichen Senkung der Kosten für die Elektrolyse. Gleichzeitig bedingt der höhere Stoffumsatz eine größere Produktauftrennsektion und Produktaufbereitungssektion, wodurch die Kosten für die Syntheseanlage leicht ansteigen. Insgesamt sinken die Gesamtinvestitionskosten TCI mit steigendem chemischem Wirkungsgrad.

Betriebskostenaufstellung der Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS

Die Betriebskosten der Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS sind in Tabelle E.19 dargestellt. Der mit steigendem chemischem Wirkungsgrad sinkende Wasserstoffbedarf führt zu sinkenden Stromkosten der Varianten Brennluftvorwärmung und Oxyfuel-Verbrennung. Für den Dampfturbinenkreislauf sinken die Stromkosten für die Hilfsaggregate durch die Einkoppelung des erzeugten Stromes deutlich. Gleichzeitig sinken aufgrund der Dampfnutzung die Einnahmen für Dampf. Bei der Variante mit Oxyfuel-Verbrennung sinken die Einnahmen für Sauerstoff aufgrund dessen interner Verwendung. Insgesamt sinken die jährlichen Gesamtkosten mit steigendem chemischem Wirkungsgrad.

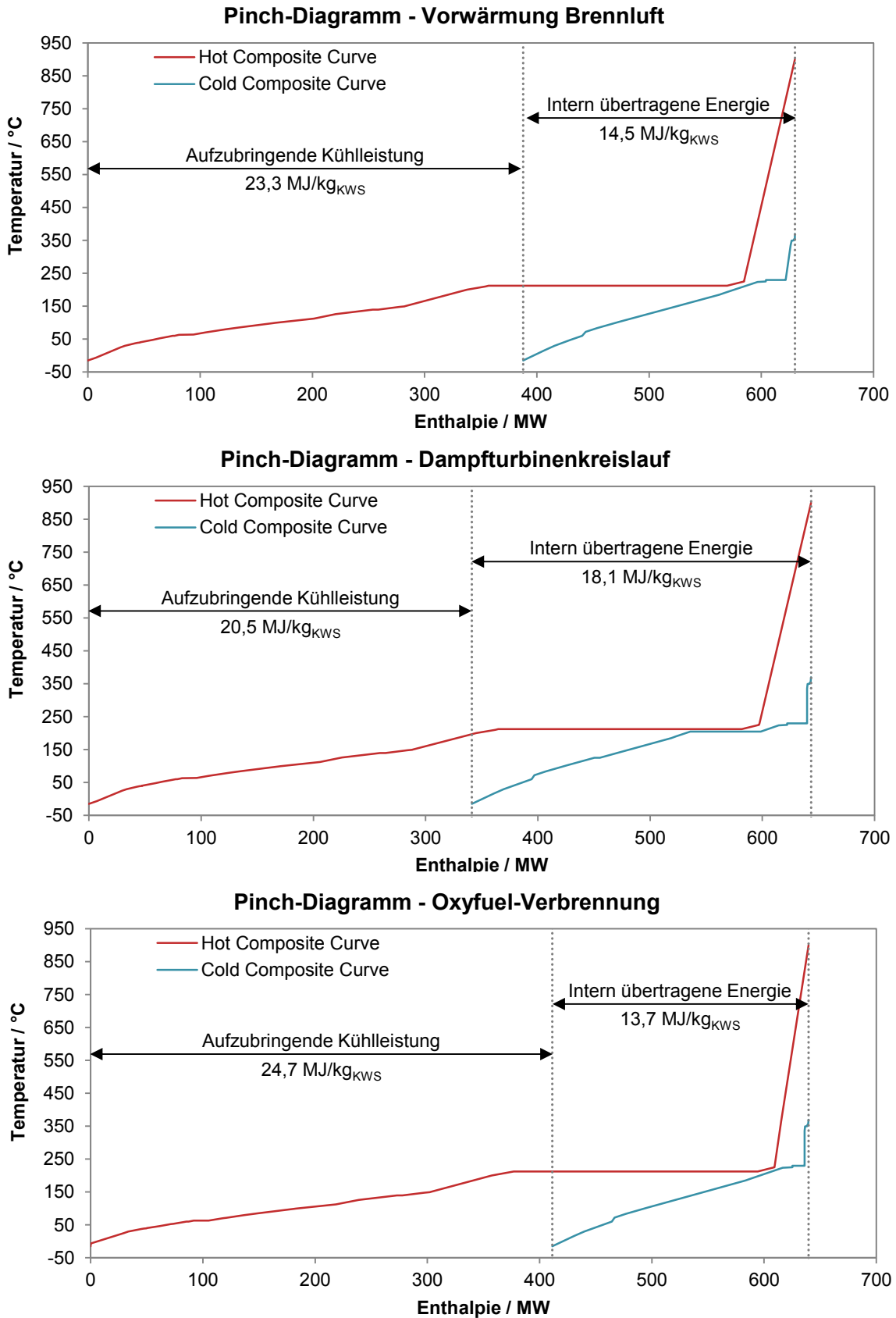


Abbildung E.12: Pinch-Diagramme für die drei Verfahrensvarianten Vorwärmung Brennluft, Dampfturbinenkreislauf und Oxyfuel-Verbrennung.

Tabelle E.18: Investitionskostenzusammenstellung der Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS.

Apparat/Apparatefamilie	Brennluft-	Dampfturbinen-	Oxyfuel-
	vorwärmung	kreislauf	Verbrennung
Mio. €			
PEM Elektrolyseur	991	1.014	992
TPC	991	1.014	992
FCI	1.813	1.856	1.815
<i>TCI</i>	<i>2.266</i>	<i>2.320</i>	<i>2.269</i>
Fischer-Tropsch Synthese	134,9	134,9	134,9
Hydrocracker	38,5	32,1	38,5
Entspannungstrommeln & Kolonnen	2,1	2,1	2,1
RWGS inkl. Brenner	16,5	16,3	18,7
Wärmetauscher & Verdampfer	11,2	10,8	7,1
Pumpen	0,2	0,3	0,2
Kompressoren	15,4	15,6	15,3
Hilfsanlagen	10,6	11,3	10,4
Dampfturbinenkreislauf	-	1,1	-
TPC	229	223	227
FCI	1.054	1.026	1.044
<i>TCI</i>	<i>1.317</i>	<i>1.282</i>	<i>1.305</i>
Gesamtanlage			
TPC	1.220	1.237	1.219
FCI	2.867	2.882	2.859
<i>TCI</i>	<i>3.583</i>	<i>3.602</i>	<i>3.574</i>

Tabelle E.19: Zusammenstellung der Betriebskosten für die Verfahrensvarianten mit PEM+RWGS.

Kostenart	Brennluft-	Dampfturbinen-	Oxyfuel-
	vorwärmung	kreislauf	Verbrennung
Mio. €/a			
Lohnkosten	4,3	4,3	4,3
Wartungskosten			
Synthesanlage	73,8	71,8	73,1
Elektrolyseur	45,0	46,1	45,1
Steuern und Versicherung	57,3	57,6	57,2
Rohstoffe und Hilfsstoffe			
Strom Elektrolyse	1.362,1	1.394,8	1.363,9
Strom Hilfsapparate	38,2	39,0	36,9
Kühlwasser	3,6	5,1	4,0
Abwasserbehandlung	0,9	0,9	1,1
Reinwasser	3,0	3,1	3,0
CO ₂	74,8	76,4	61,8
Nebenprodukte			
Dampf	-35,9	-25,4	-36,3
O ₂	-114,8	-117,3	-100,6
<i>TOP</i>	<i>1.512</i>	<i>1.546</i>	<i>1.513</i>
ACC	231	232	230
<i>TAC</i>	<i>1.743</i>	<i>1.778</i>	<i>1.743</i>
NPC (€/kg)	3,32	3,39	3,32

E.2 Verfahrenskonzept SOEC+RWGS

Betriebsdaten SOEC im Basisfall

Tabelle E.20 stellt die berechneten Betriebsdaten der SOEC unter Berücksichtigung der Annahmen im Basisfall dar. Die Basisfallannahmen sind: Betriebsdruck 1 bar, Betriebstemperatur 800 °C, Stromdichte 1 A/cm².

Tabelle E.20: Berechnete Betriebsdaten SOEC bei $p = 1$ bar, $T = 800$ °C, $i = 1$ A/cm².

Betriebsparameter	Einheit	Wert
Gleichgewichtsspannung	V	0,91
Kumulierte Verluste	V	0,47
Betriebsspannung	V	1,38
Stromstärke	MA	64,6
Elektrolyseurfläche	m ²	6460
Umsatz	%	72,4
H ₂ -Anteil Eintrittsstrom	Mol-%	0,20
$\eta_{\text{SOEC,DC}}$	%	97,8
$\eta_{\text{SOEC,AC}}$	%	93,9

Energie- und Massenströme im Basisfall

Die ein- und austretenden Energie- und Massenströme für das Verfahrenskonzept SOEC+RWGS sind in Tabelle E.21 dargestellt.

Tabelle E.21: Energie- und Massenströme SOEC+RWGS-Konzept.

Energetische Basis		Massenbezogene Basis	
<i>Eintrittsströme</i>		<i>Eintrittsströme</i>	
	<i>MW</i>		<i>t/h</i>
Elektrolyseleistung AC	1085,28	Wasser	273,3
H ₂ (LHV)	1019,06	H ₂	30,6
CO ₂ -Kompressor	19,92	CO ₂	231,2
H ₂ -Kompressor	80,26		
Hydrocracker-Kompressor	0,02	Luft	170,1
Rückfluss-Kompressor	8,54	Kühlwasser	9624,3
Gebläse	1,36	Dampf	13,0
Pumpen Hydrocracker	0,18		
Pumpe RWGS	0,02		
Pumpe Kühlwasser	3,52		
Pumpe Abwasser	0,07		
Pumpe Elektrolyse	0,00		
Kälteanlage	8,56		
<i>Summe</i>	<i>1208,21</i>		
<i>Austrittsströme</i>		<i>Austrittsströme</i>	
	<i>MW</i>		<i>t/h</i>
KWS-Produkt (LHV)	734,13	KWS-Produkt	
Niederdruckdampf	21,29	Benzinfraktion	14,7
Mitteldruckdampf	12,63	SPK	43,5
FT-Dampf	31,12	Dieselfraktion	1,8
		O ₂	242,7
		Niederdruckdampf	34,6
		Mitteldruckdampf	22,2
		FT-Dampf	56,5
		Abwasser	183,6
		Abgas	201,6
<i>Prozessbewertungsparameter</i>		<i>Prozessbewertungsparameter</i>	
η_{ChemE}	72,0 %	η_{C}	79,9 %
η_{PTL}	60,8 %	$\eta_{\text{Q}_{\text{FT}}}$	86,3 %
Energiebedarf	19,8 kWh/kg _{KWS}	Rohstoffbedarf	
		H ₂	0,51 kg _{H₂} /kg _{KWS}
		CO ₂	3,85 kg _{CO₂} /kg _{KWS}
		η_{SPK}	72,5 %
		R _n	2,8
		R _m	5,4

Investitionskosten- und Betriebskosten des Verfahrenskonzeptes SOEC+RWGS

Tabelle E.22 listet die Investitionskosten des Verfahrenskonzeptes SOEC+RWGS auf. Die Betriebskosten sind in Tabelle E.23 dargestellt.

Tabelle E.22: Investitionskostenzusammenstellung des Verfahrenskonzeptes SOEC+RWGS.

Apparat/Apparatefamilie	Absolut	Relativ
	Mio. €	€/(bbl/d)
SOEC Elektrolyseur	301	23.384
TPC	301	23.384
FCI	1.385	107.566
<i>TCI</i>	<i>1.732</i>	<i>134.458</i>
Fischer-Tropsch Synthese	134,9	10.475
Hydrocracker	32,1	2.494
Entspannungstrommeln & Kolonnen	2,0	161
RWGS inkl. Brenner	16,3	1.263
Wärmetauscher & Verdampfer	10,2	792
Pumpen	0,2	13
Kompressoren	15,6	1.209
Hilfsanlagen	11,3	878
TPC	223	17.285
FCI	1.023	79.421
<i>TCI</i>	<i>1.278</i>	<i>99.276</i>
Gesamtanlage		
TPC	524	40.669
FCI	2.408	186.987
<i>TCI</i>	<i>3.010</i>	<i>233.734</i>

Tabelle E.23: Betriebskostenzusammenstellung des Verfahrenskonzeptes SOEC+RWGS.

Kostenart	Absolut	Relativ
	Mio. €/a	€/kg
Lohnkosten	4,3	0,01
Wartungskosten		
Syntheseanlage	71,6	0,14
Elektrolyseur	88,1	0,17
Steuern und Versicherung	48,2	0,09
Rohstoffe und Hilfsstoffe		
Strom Elektrolyse	996,5	1,90
Strom Hilfsapparate	112,3	0,21
Kühlwasser	3,7	0,01
Abwasserbehandlung	0,9	0,00
Reinwasser	0,2	0,00
CO ₂	76,4	0,15
Nebenprodukte		
Dampf	-10,0	-0,02
O ₂	-117,3	-0,22
<i>TOP</i>	<i>1.275</i>	<i>2,42</i>
ACC	194	0,37
TAC	1.469	2,79

Sensitivitätsanalyse

Das nachfolgende Diagramm zeigt die Abhängigkeit der Herstellungskosten vom Strompreis. Für kostenlosen Strom ergeben sich Herstellungskosten von NPC = 0,69 €/kg. Die Steigungen der linearen Abhängigkeit der Herstellungskosten von den Apparate-, Rohstoff- und Hilfsstoffpreisen sind in Tabelle E.24 aufgelistet.

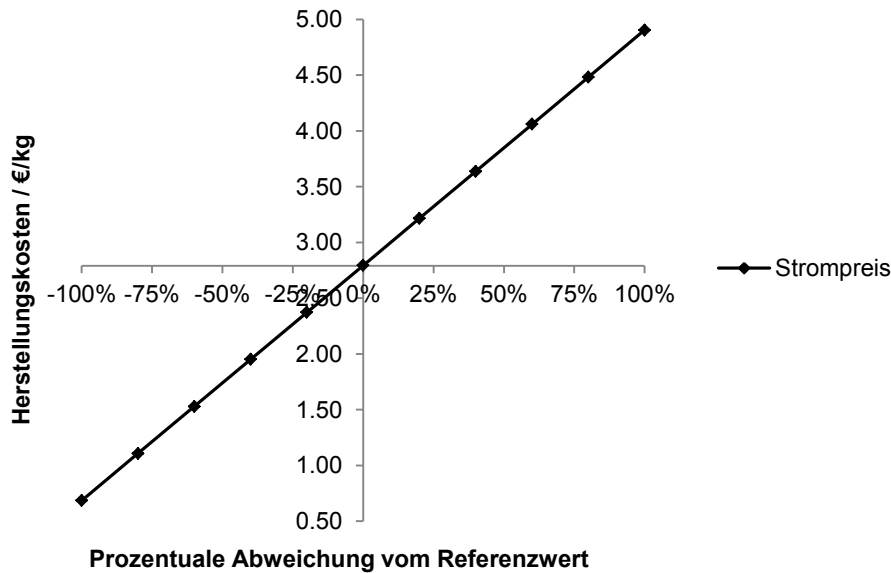


Abbildung E.13: Abhängigkeit der Herstellungskosten vom Strompreis.

Tabelle E.24: Steigungen der linearen Abhängigkeit der Herstellungskosten von den Apparate-, Rohstoff- und Hilfsstoffpreisen.

Varierte Größe	Steigung
Spezifische Investitionskosten SOEC-Elektrolyseur	0,265
Spezifische Wartungskosten SOEC-Elektrolyseur	0,168
Strompreis	2,109
CO ₂ -Preis	0,145
O ₂ -Preis	-0,223
Dampfpreis	-0,019

SOEC+RWGS mit Oxyfuel-Verbrennung

Tabelle E.25 fasst die techno-ökonomischen Kenngrößen für die Verfahrensvariante der Oxyfuel-Verbrennung für das Konzept SOEC+RWGS zusammen.

Tabelle E.25: Techno-ökonomische Kenngrößen der Verfahrensvariante Oxyfuel-Verbrennung für das Konzept SOEC+RWGS.

Kenngröße	Wert	Einheit
<i>Technische Kenngrößen</i>		
η_{ChemE}	73,8	%
η_{PTL}	61,4	%
Energiebedarf	19,9	kWh/kg _{KWS}
η_{C}	98,9	%
$\eta_{\text{Q}_{\text{FT}}}$	81,2	%
Rohstoffbedarf		
H ₂	0,50	kg _{H₂} /kg _{KWS}
CO ₂	3,11	kg _{CO₂} /kg _{KWS}
η_{SPK}	72,5	%
R _n	2,9	-
R _m	5,5	-
<i>Ökonomische Kenngrößen</i>		
TPC	521	Mio. €
FCI	2.397	Mio. €
TCI	2.996	Mio. €
ACC	193	Mio. €/a
TOP	1.252	Mio. €/a
TAC	1.445	Mio. €/a
NPC	2,75	€/kg

E.3 Verfahrenskonzept COEL

Massenflussdiagramm des Konzeptes COEL

Das Massenflussdiagramm des COEL-Konzeptes für eine Kraftstoffproduktion von 60 t/h ist in Abbildung E.14 gezeigt.

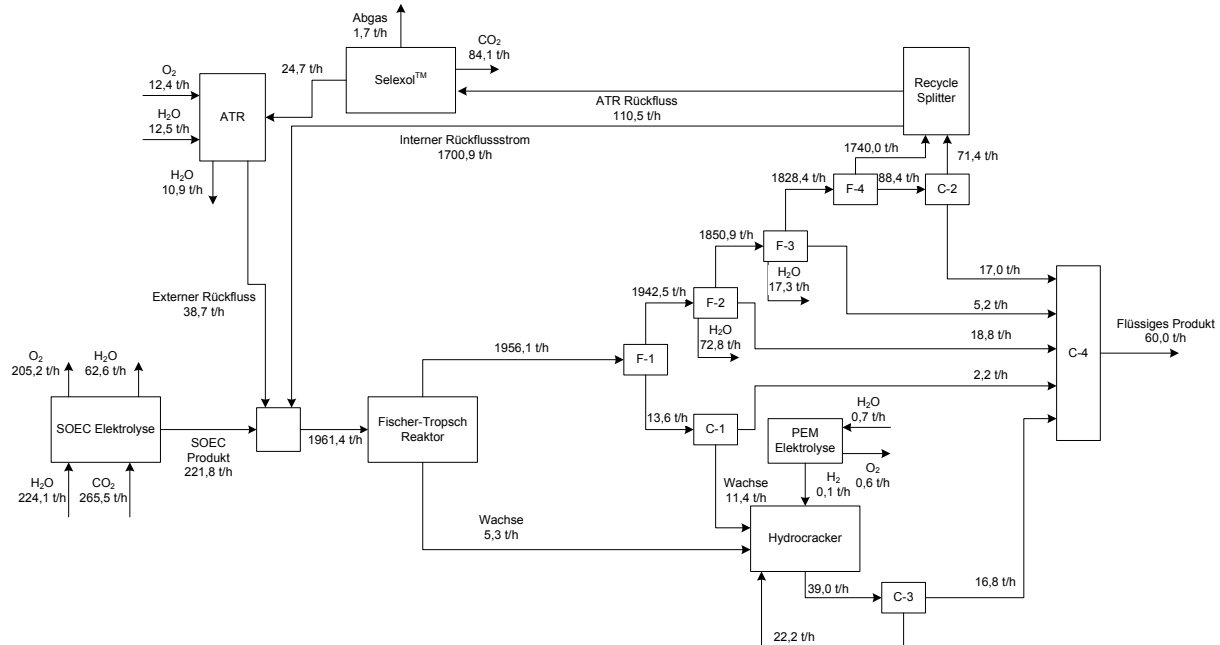


Abbildung E.14: Massenflussdiagramm COEL-Konzept.

Betriebsdaten Co-Elektrolyseur im Basisfall

Tabelle E.26 stellt die berechneten Betriebsdaten der SOEC im Co-Elektrolysebetrieb unter Berücksichtigung der Annahmen im Basisfall dar. Die Basisfallannahmen sind: Betriebsdruck 1 bar, Betriebstemperatur 800 °C, Stromdichte 1 A/cm².

Tabelle E.26: Berechnete Betriebsdaten Co-Elektrolyseur für $p = 1$ bar, $T = 800$ °C, $i = 1$ A/cm².

Betriebsparameter	Einheit	Wert
Gleichgewichtsspannung	V	0,84
Kumulierte Verluste	V	0,74
Betriebsspannung	V	1,58
Stromstärke	MA	263,8
Elektrolyseurfläche	m ²	26.382
Umsatz	%	70,4
$\eta_{\text{SOEC,DC}}$	%	84,7
$\eta_{\text{SOEC,AC}}$	%	81,5

Investitionskosten- und Betriebskostenaufstellung des Verfahrenskonzeptes COEL

Tabelle E.27 listet die Investitionskosten des Verfahrenskonzeptes COEL auf. Die Betriebskosten sind in Tabelle E.28 dargestellt.

Tabelle E.27: Investitionskostenzusammenstellung des Verfahrenskonzeptes COEL.

Apparat/Apparatefamilie	Absolut	Relativ
	Mio. €	€/(bbl/d)
SOEC Elektrolyseur	296	23.283
PEM Elektrolyseur	2	190
TPC	298	23.473
FCI	1.072	83.673
<i>TCI</i>	<i>1.340</i>	<i>104.592</i>
Fischer-Tropsch Synthese	161,2	12.578
Hydrocracker	37,9	2.958
Entspannungstrommeln & Kolonnen	1,9	144
ATR	0,8	66
Selexol™	51,0	3.983
Wärmetauscher & Verdampfer	27,9	2.174
Pumpen	0,2	15
Kompressoren	38,4	2.994
Hilfsanlagen	13,6	1.063
TPC	333	25.975
FCI	1.530	119.351
<i>TCI</i>	<i>1.912</i>	<i>149.189</i>
<i>Gesamtanlage</i>		
TPC	631	49.448
FCI	2.602	203.024
<i>TCI</i>	<i>3.252</i>	<i>253.781</i>

Tabelle E.28: Betriebskostenzusammenstellung des Verfahrenskonzeptes COEL.

Kostenart	Absolut	Relativ
	Mio. €/a	€/kg
Lohnkosten	4,3	0,01
Wartungskosten		
Syntheseanlage	107,1	0,20
Elektrolyseur	80,6	0,15
Steuern und Versicherung	52,0	0,10
Rohstoffe und Hilfsstoffe		
Strom Elektrolyse	998,4	1,90
Strom Hilfsapparate	82,4	0,16
Kühlwasser	4,4	0,01
Abwasserbehandlung	0,7	0,00
Reinwasser	1,8	0,00
Selexol™	2,4	0,00
CO ₂	57,8	0,11
Nebenprodukte		
Dampf	-19,2	-0,04
O ₂	-93,2	-0,18
<i>TOP</i>	<i>1.279</i>	<i>2,43</i>
<i>ACC</i>	<i>210</i>	<i>0,40</i>
<i>TAC</i>	<i>1.469</i>	<i>2,83</i>

Sensitivitätsanalyse

Abbildung E.15 zeigt die Abhängigkeit der Herstellungskosten vom Strompreis. Für kostenlosten Strom ergeben sich Herstellungskosten von $NPC = 0,78 \text{ €/kg}$. Eine Verdopplung des Strompreises auf $C_{\text{Strom}} = 209,60 \text{ €/MWh}$ führt zu Herstellungskosten in Höhe von $NPC = 4,89 \text{ €/kg}$. Die Steigungen der linearen Abhängigkeit der Herstellungskosten von den Apparat-, Rohstoff- und Hilfsstoffpreisen sind in Tabelle E.29 aufgelistet.

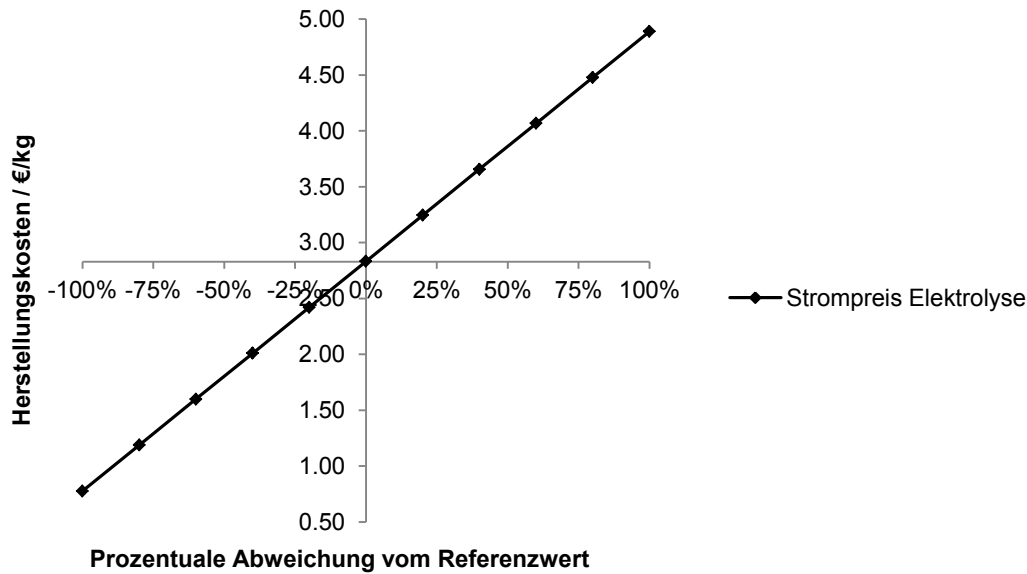


Abbildung E.15: Abhängigkeit der Herstellungskosten vom Strompreis.

Tabelle E.29: Steigungen der linearen Abhängigkeit der Herstellungskosten von den Apparat-, Rohstoff- und Hilfsstoffpreisen.

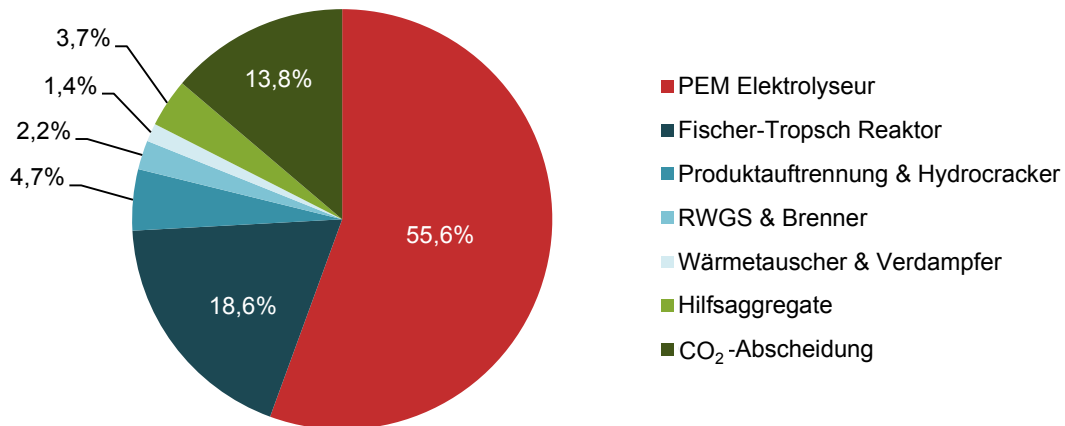
Varierte Größe	Steigung
Spezifische Investitionskosten SOEC-Elektrolyseur	0,204
Spezifische Wartungskosten SOEC-Elektrolyseur	0,153
Strompreis	2,056
CO ₂ -Preis	0,110
O ₂ -Preis	-0,177
Dampfpreis	-0,037

E.4 Wärmenutzung zur CO₂-Abscheidung

Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für das PEM+RWGS-Konzept

Abbildung E.16 zeigt die die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für die CO₂-Abscheidung mittels MEA-Wäsche aus einem Zementwerk für die Verfahrensrouten PEM+RWGS.

TCI = 4.175 Mio. € - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h



NPC = 3,45 €/kg - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h

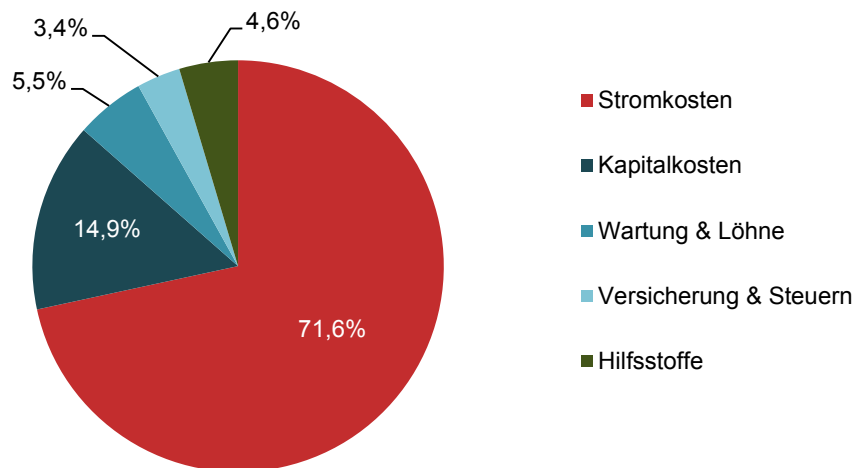
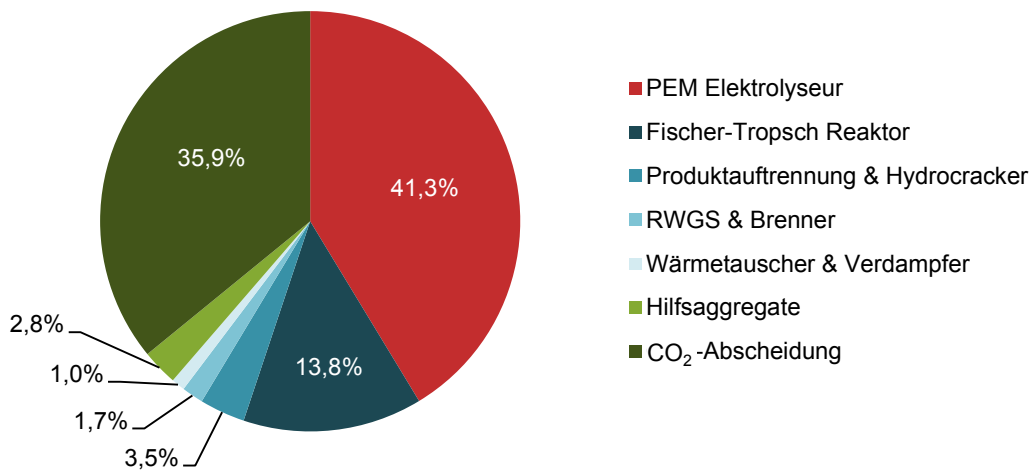


Abbildung E.16: Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten für die CO₂-Abscheidung mittels MEA-Wäsche aus einem Zementwerk für die Verfahrensrouten PEM+RWGS.

Abbildung E.17 zeigt die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für die CO₂-Abscheidung aus der Luft für die Verfahrensrouten PEM+RWGS. Die CO₂-Abscheidung ist der Einzelapparat mit dem zweitgrößten Investitionskostenanteil. Auf die Elektrolyse entfallen etwa 41 % der Investitionskosten, auf die CO₂-Abscheidung 36 % und auf die Syntheseanlage 23 %.

TCI = 5.615 Mio. € - Anlagenkapazität 60 t_{kWS}/h



NPC = 4,27 €/kg - Anlagenkapazität 60 t_{kWS}/h

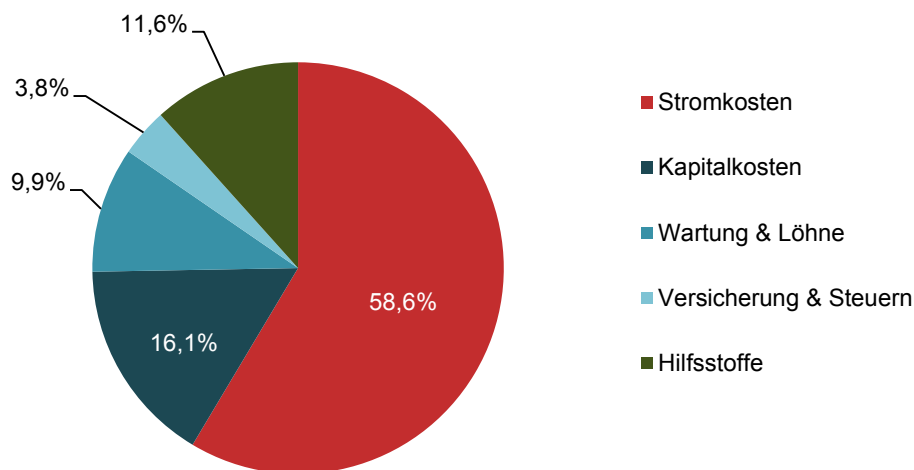
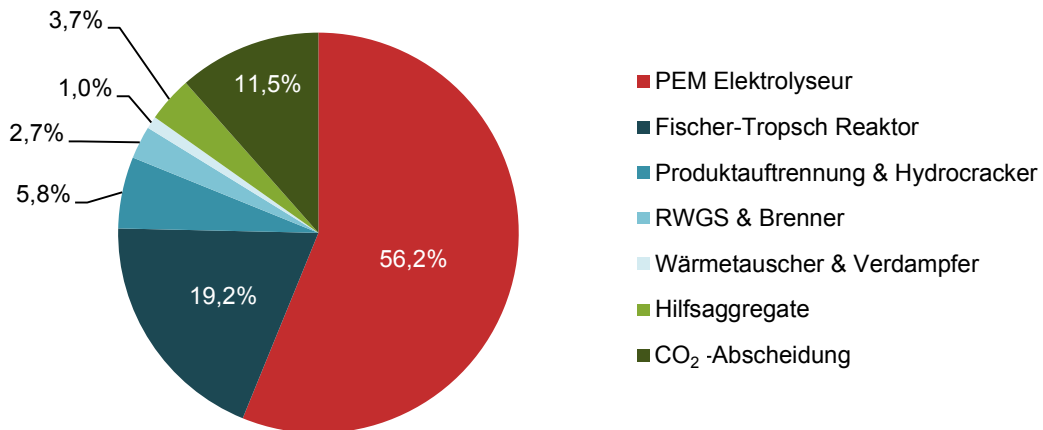


Abbildung E.17: Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten für die CO₂-Abscheidung aus der Luft für die Verfahrensrouten PEM+RWGS.

Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für das PEM+RWGS-Konzept mit Oxyfuel-Verbrennung
Abbildung E.18 zeigt die die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für die CO₂-Abscheidung mittels MEA-Wäsche aus einem Zementwerk für die Verfahrensrouten PEM+RWGS mit Oxyfuel-Verbrennung.

TCI = 4.039 Mio. € - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h



NPC = 3,37 €/kg - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h

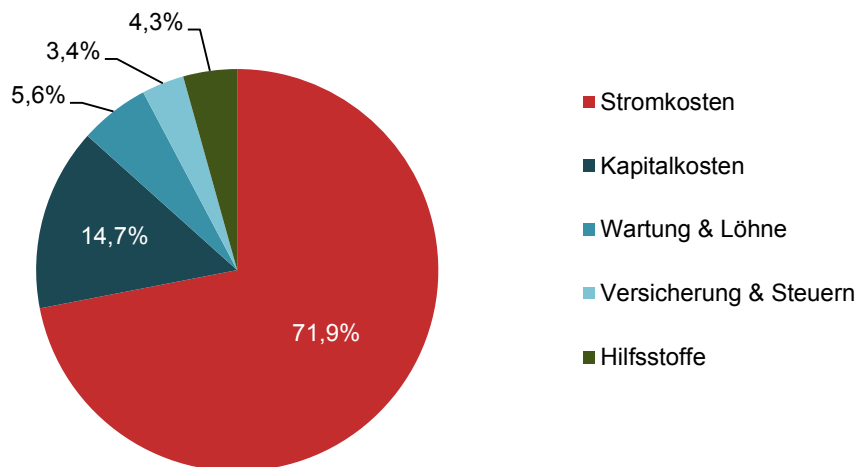
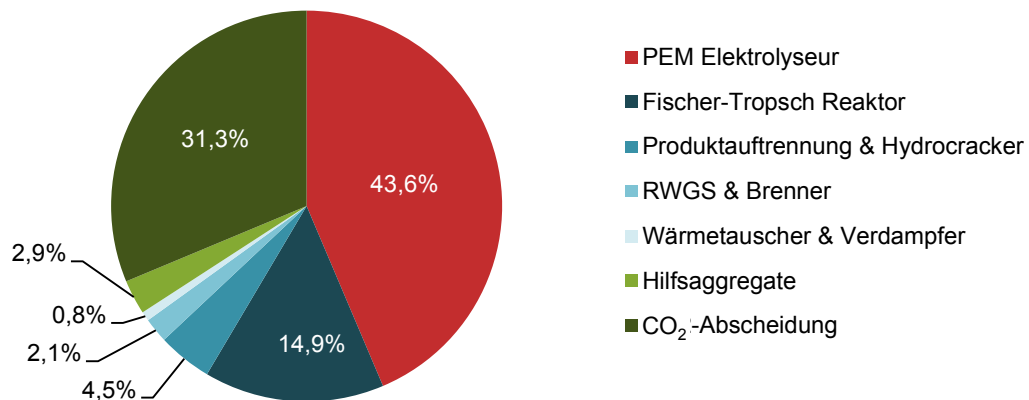


Abbildung E.18: Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten für die CO₂-Abscheidung mittels MEA-Wäsche aus einem Zementwerk für die Verfahrensrouten PEM+RWGS mit Oxyfuel-Verbrennung.

Abbildung E.19 zeigt die die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für die CO₂-Abscheidung aus der Luft für die Verfahrensrouten PEM+RWGS. Die CO₂-Abscheidung ist der Einzelapparat mit dem zweitgrößten Investitionskostenanteil. Auf die Elektrolyse entfallen etwa 44 % der Investitionskosten, auf die CO₂-Abscheidung 31 % und auf die Syntheseanlage 25 %.

TCI = 5.203 Mio. € - Anlagenkapazität 60 t_{kWS}/h



NPC = 3,97 €/kg - Anlagenkapazität 60 t_{kWS}/h

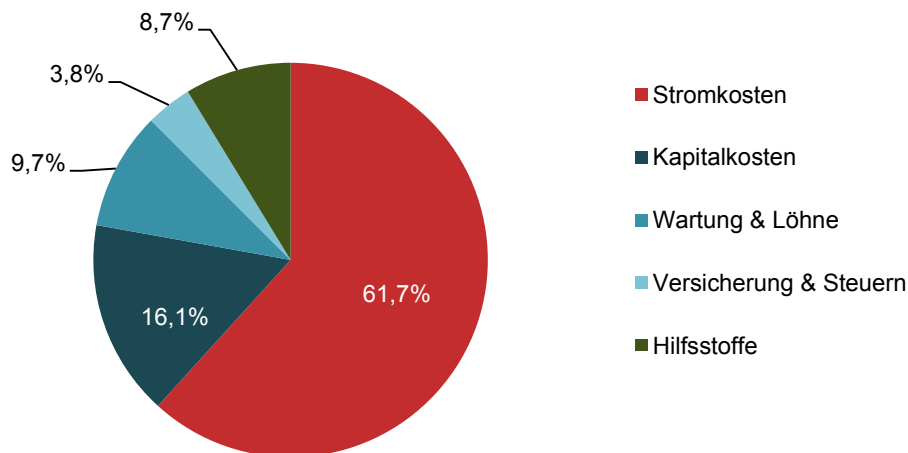


Abbildung E.19: Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten für die CO₂-Abscheidung aus der Luft für die Verfahrensrouten PEM+RWGS mit Oxyfuel-Verbrennung.

Pinch-Diagramme der Wärmenutzung zur CO₂-Abscheidung für das SOEC+RWGS-Konzept

Die Pinch-Diagramme des SOEC+RWGS-Konzeptes mit Oxyfuel-Verbrennung sind in Abbildung E.20 für die CO₂-Abscheidung aus einem Zementwerk mittels MEA-Wäsche und der CO₂-Abscheidung aus der Luft dargestellt. Für beide CO₂-Quellen ist die zur Verfügung stehende Abwärme zur Regeneration des Waschmittels beziehungsweise des Sorbents nicht ausreichend. Es ist zusätzliche Heizleistung notwendig. Diese wird elektrisch bereitgestellt.

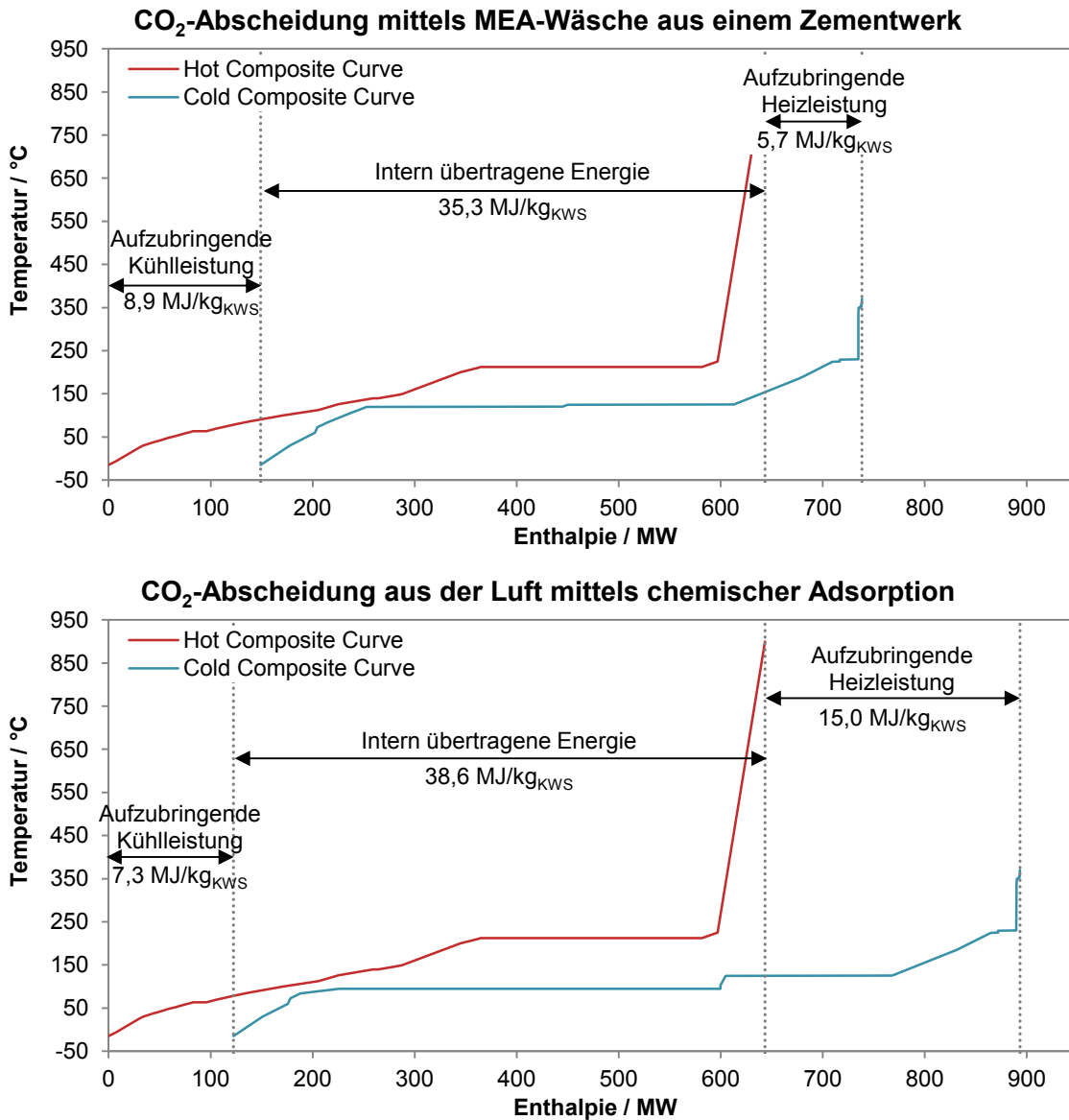


Abbildung E.20: Pinch-Diagramme für die CO₂-Abscheidung aus Zementabgas und Luftabscheidung für das SOEC+RWGS-Konzept.

Techno-ökonomische Kenngrößen der Integration der CO₂-Abscheidung für das SOEC+RWGS-Konzept

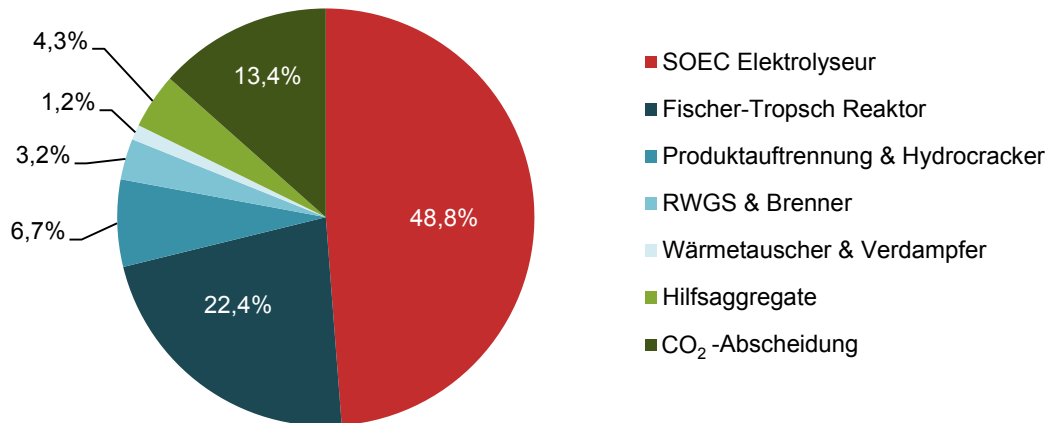
Tabelle E.30 fasst die techno-ökonomischen Kenngrößen für die Integration der CO₂-Abscheidung in das Konzept SOEC+RWGS mit Oxyfuel-Verbrennung zusammen.

Tabelle E.30: Techno-ökonomische Kenngrößen der Integration der CO₂-Abscheidung in das Konzept SOEC+RWGS.

Kenngröße	MEA-Wäsche Zement	Luft- abscheidung	Einheit
<i>Technische Kenngrößen</i>			
η_{PTL}	55,2	48,9	%
Energiebedarf	22,2	25,0	kWh/kg _{KWS}
η_{QFT}	100,0	100,0	%
<i>Ökonomische Kenngrößen</i>			
TPC	602	805	Mio. €
FCI	2.769	3.700	Mio. €
TCI	3.461	4.625	Mio. €
ACC	223	298	Mio. €/a
TOP	1.353	1.592	Mio. €/a
TAC	1.576	1.890	Mio. €/a
NPC	3,00	3,60	€/kg

Abbildung E.21 zeigt die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für die CO₂-Abscheidung mittels MEA-Wäsche aus einem Zementwerk für die Verfahrensrouten SOEC+RWGS mit Oxyfuel-Verbrennung.

TCI = 3.461 Mio. € - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h



NPC = 3,00 €/kg - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h

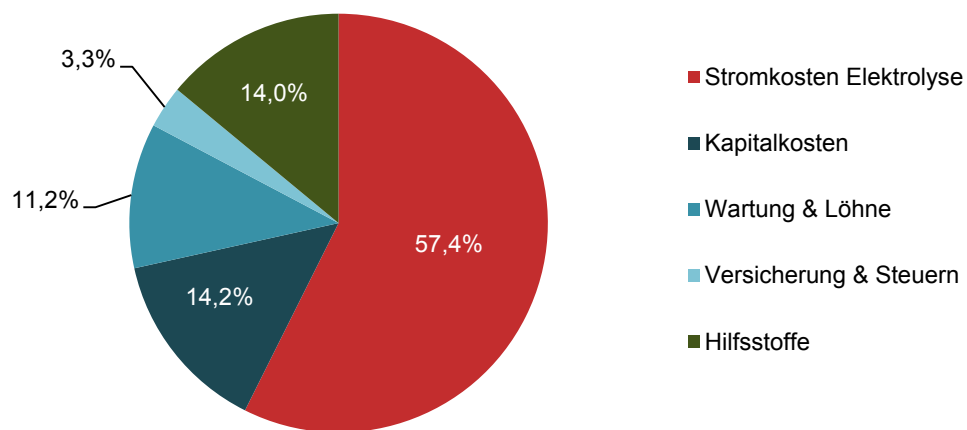
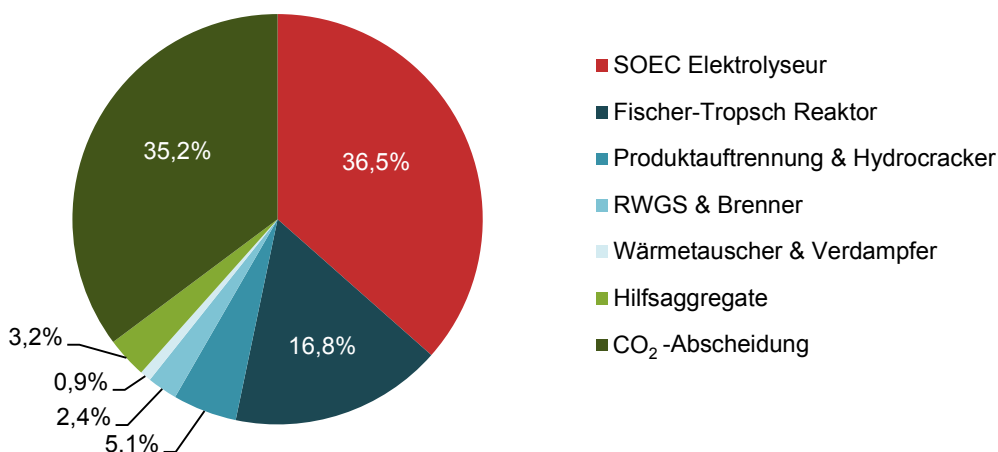


Abbildung E.21: Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten für die CO₂-Abscheidung mittels MEA-Wäsche aus einem Zementwerk für die Verfahrensrouten SOEC+RWGS mit Oxyfuel-Verbrennung.

Abbildung E.22 zeigt die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für die CO₂-Abscheidung aus der Luft für die Verfahrensrouten SOEC+RWGS. Die CO₂-Abscheidung ist der Einzelapparat mit dem zweitgrößten Investitionskostenanteil. Auf die Elektrolyse entfallen etwa 37 % der Investitionskosten, auf die CO₂-Abscheidung 35 % und auf die Syntheseanlage 28 %. Die Stromkosten machen weniger als 50 % der Herstellungskosten aus.

TCI = 4.625 Mio. € - Anlagenkapazität 60 t_{kWS}/h



NPC = 3,60 €/kg - Anlagenkapazität 60 t_{kWS}/h

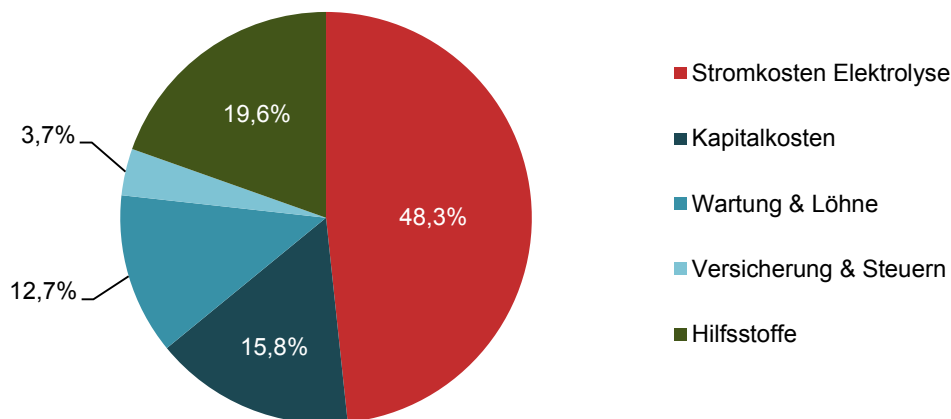


Abbildung E.22: Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten für die CO₂-Abscheidung aus der Luft für die Verfahrensrouten SOEC+RWGS mit Oxyfuel-Verbrennung.

Pinch-Diagramme der Wärmenutzung zur CO₂-Abscheidung für das COEL-Konzept

Die Pinch-Diagramme des COEL-Konzeptes sind in Abbildung E.23 für die CO₂-Abscheidung aus einem Zementwerk mittels MEA-Wäsche und der CO₂-Abscheidung aus der Luft dargestellt. Für beide CO₂-Quellen ist die zur Verfügung stehende Abwärme zur Regeneration des Waschmittels beziehungsweise des Sorbents nicht ausreichend. Es ist zusätzliche Heizleistung notwendig. Diese wird elektrisch bereitgestellt.

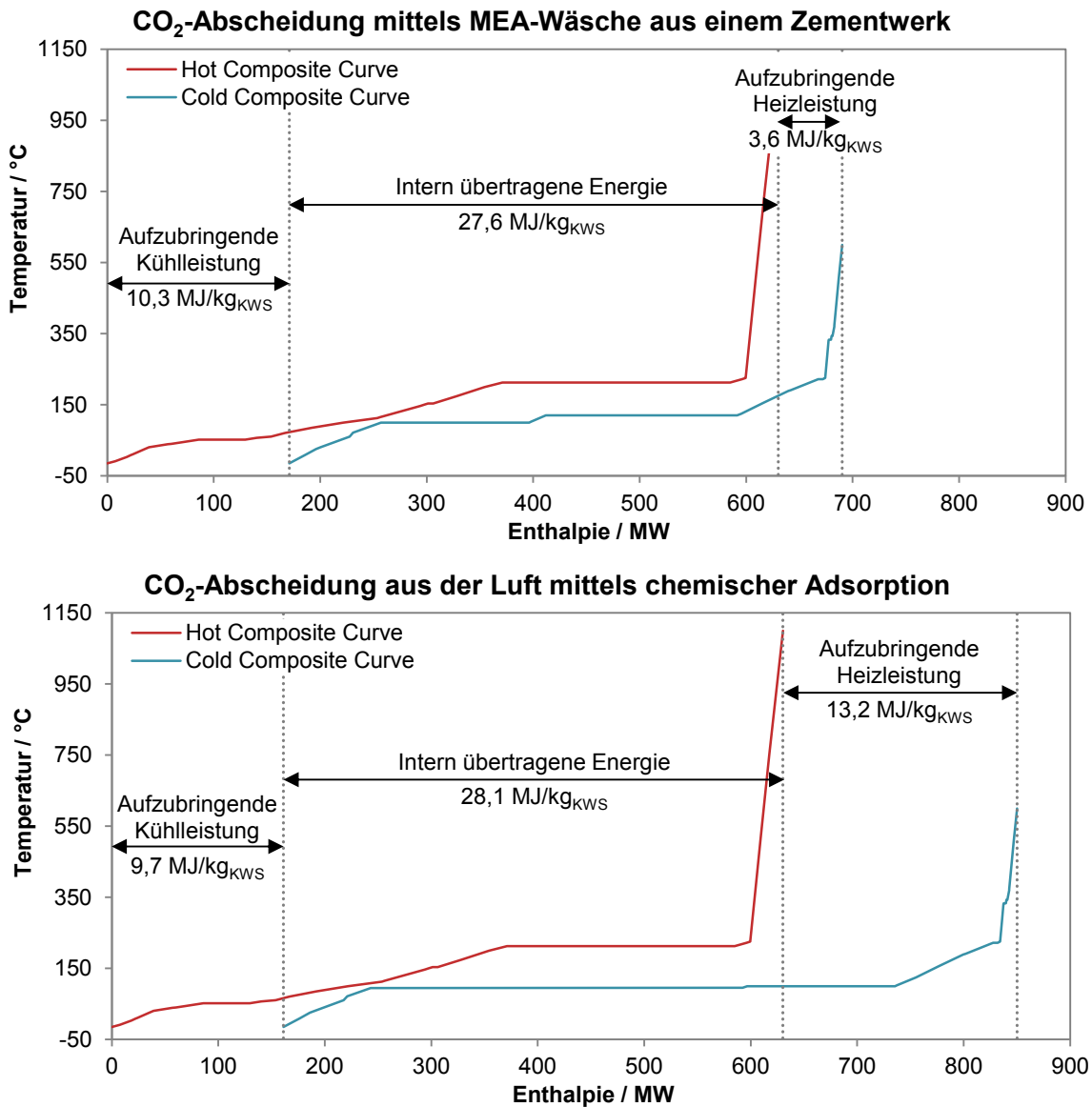


Abbildung E.23 Pinch-Diagramme für die CO₂-Abscheidung aus Zementabgas und Luftabscheidung für das COEL-Konzept.

Techno-ökonomische Kenngrößen der Integration der CO₂-Abscheidung für das COEL-Konzept

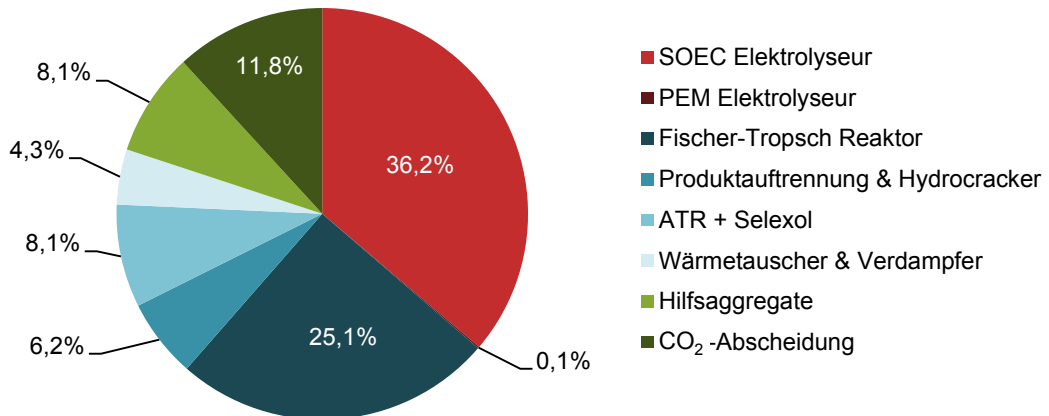
Tabelle E.31 fasst die techno-ökonomischen Kenngrößen für die Integration der CO₂-Abscheidung in das Konzept SOEC+RWGS zusammen.

Tabelle E.31: Techno-ökonomische Kenngrößen der Integration der CO₂-Abscheidung in das Konzept COEL.

Kenngröße	MEA-Wäsche Zement	Luft- abscheidung	Einheit
<i>Technische Kenngrößen</i>			
η_{PTL}	56,0	49,3	%
Energiebedarf	21,8	24,8	kWh/kg _{KWS}
η_{QFT}	100,0	100,0	%
<i>Ökonomische Kenngrößen</i>			
TPC	707	896	Mio. €
FCI	2.951	3.821	Mio. €
TCI	3.688	4.777	Mio. €
ACC	238	308	Mio. €/a
TOP	1.419	1.657	Mio. €/a
TAC	1.657	1.965	Mio. €/a
NPC	3,15	3,74	€/kg

Abbildung E.24 zeigt die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für die CO₂-Abscheidung mittels MEA-Wäsche aus einem Zementwerk für die Verfahrensrouten COEL.

TCI = 3.688 Mio. € - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h



NPC = 3,04 €/kg - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h

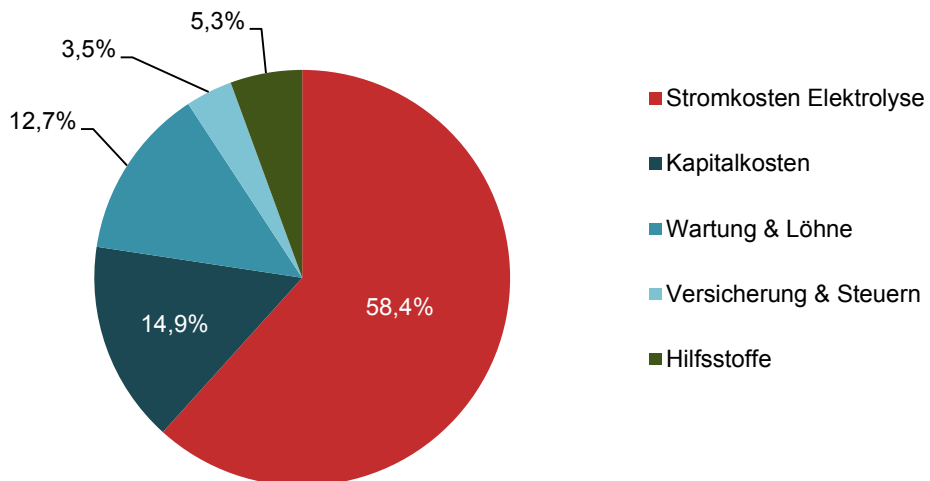
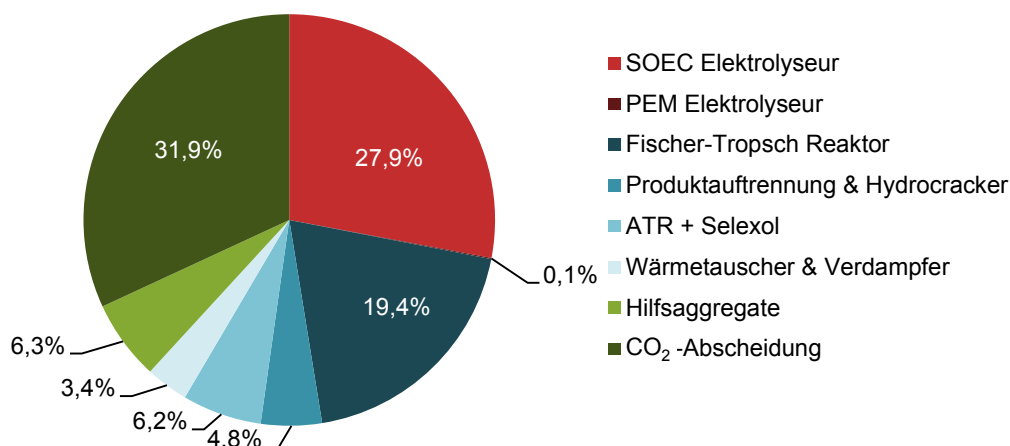


Abbildung E.24: Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten für die CO₂-Abscheidung mittels MEA-Wäsche aus einem Zementwerk für die Verfahrensrouten COEL.

Abbildung E.25 zeigt die prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten nach Apparaten beziehungsweise Kostenarten für die CO₂-Abscheidung aus der Luft für die Verfahrensrouten COEL. Die Investitionskosten der CO₂-Abscheidung ist der Einzelapparat mit dem größten Kostenanteil. Auf die Elektrolyse entfallen etwa 28 % der Investitionskosten, auf die CO₂-Abscheidung 32 % und auf die Syntheseanlage 40 %. Die Stromkosten machen weniger als 50 % der Herstellungskosten aus.

TCI = 4.777 Mio. € - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h



NPC = 3,63 €/kg - Anlagenkapazität 60 t_{KWS}/h

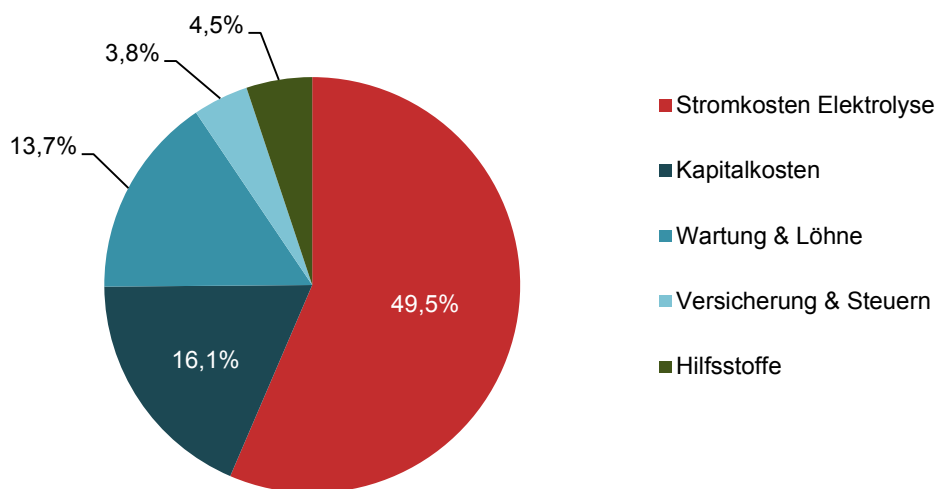


Abbildung E.25: Prozentuale Verteilung der Investitions- und Herstellungskosten für die CO₂-Abscheidung aus der Luft für die Verfahrensrouten COEL.

E.5 Strombereitstellung aus fluktuierender Stromerzeugung mit erneuerbaren Quellen

Das Windstromprofil wurde mit der DLR-Software REMix durch Y. Scholz berechnet [187]. Das Windstromprofil weist eine stündliche Auflösung auf und ist in Abbildung E.26 dargestellt.

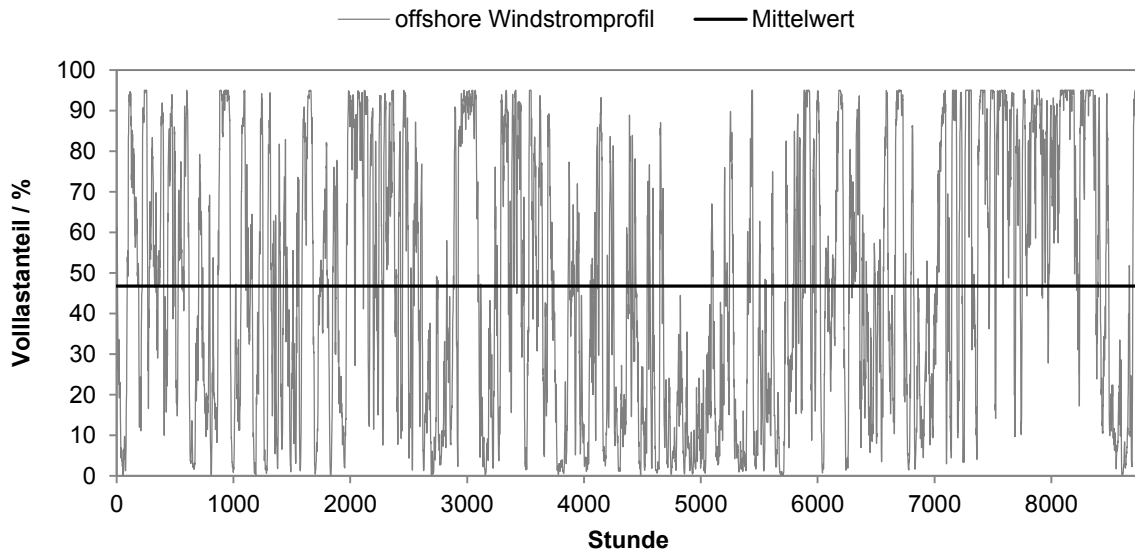


Abbildung E.26: Windprofil berechnet mit REMix [187].

Abbildung E.27 zeigt den Speicherfüllstand in Abhängigkeit der Zeit für oben gezeigtes Windstromprofil. Es wurde eine Wasserstoffvorlage von $24.842 \text{ t}_{\text{H}_2}$ bestimmt. Randbedingungen für die Speicherberechnung sind: jedes Jahr gilt das gleiche Windstromprofil, der minimale Speicherstand entspricht der Menge an Wasserstoff, der in drei Tagen Betrieb verbraucht wird, Betriebsstart ist der 01. Januar.

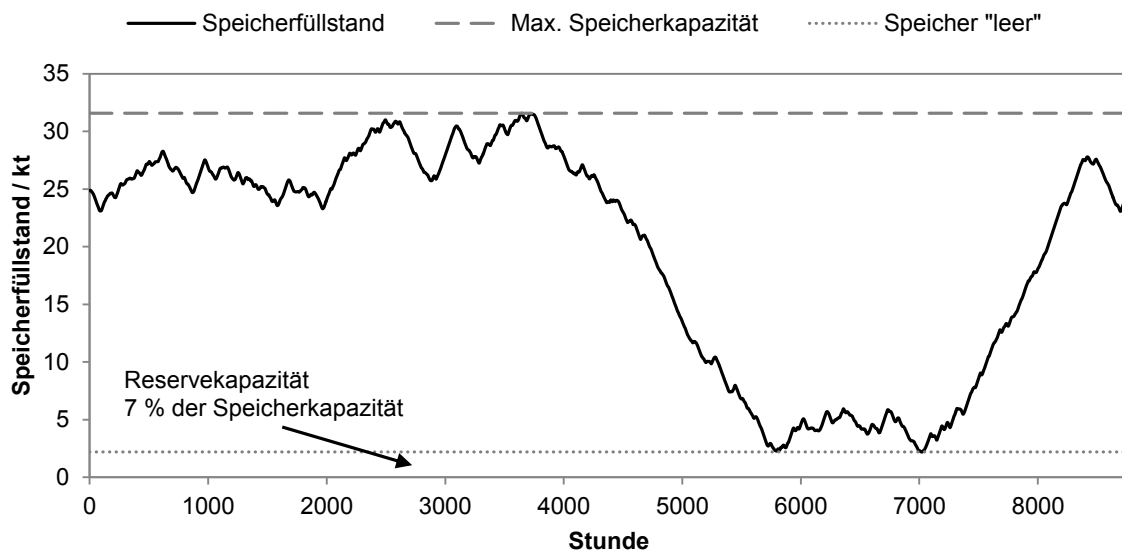


Abbildung E.27: Speicherfüllstand in Abhängigkeit der Jahreszeit.

Tabelle E.32 listet die Investitionskosten des Verfahrenskonzeptes PEM+RWGS mit Stromversorgung aus erneuerbaren Quellen auf. Die Betriebskosten sind in Tabelle E.33 dargestellt.

Tabelle E.32: Investitionskostenzusammenstellung des Verfahrenskonzeptes PEM+RWGS mit Stromversorgung aus erneuerbaren Quellen.

Apparat/Apparatefamilie	Absolut	Relativ
	Mio. €	€/(bbl/d)
PEM Elektrolyseur	2.169	168.445
TPC	2.169	168.445
FCI	3.969	308.254
<i>TCI</i>	<i>4.962</i>	<i>385.317</i>
Fischer-Tropsch Synthese	134,9	10.475
Hydrocracker	32,1	2.494
Entspannungstrommeln & Kolonnen	2,0	161
RWGS inkl. Brenner	16,3	1.263
Wärmetauscher & Verdampfer	10,2	792
Pumpen	0,2	13
Kompressoren	15,6	1.209
Hilfsanlagen	11,3	878
TPC	223	17.285
FCI	1.023	79.421
<i>TCI</i>	<i>1.278</i>	<i>99.276</i>
Kavernenspeicher	26	1.985
TPC	26	1.985
FCI	118	9.133
<i>TCI</i>	<i>147</i>	<i>11.416</i>
Speichervorlage	133	10.329
<i>Gesamtanlage</i>		
TPC	2.418	187.716
FCI	5.110	396.808
<i>TCI</i>	<i>6.520</i>	<i>506.339</i>

Tabelle E.33: Betriebskostenzusammenstellung des Verfahrenskonzeptes PEM+RWGS mit Stromversorgung aus erneuerbaren Quellen.

Kostenart	Absolut	Relativ
	Mio. €/a	€/kg
Lohnkosten	4,3	0,01
Wartungskosten		
Syntheseanlage	79,8	0,15
Elektrolyseur	98,5	0,19
Steuern und Versicherung	102,2	0,19
Rohstoffe und Hilfsstoffe		
Strom Elektrolyse	1.784,1	3,39
Strom Hilfsapparate	43,4	0,08
Kühlwasser	3,7	0,01
Abwasserbehandlung	0,9	0,00
Reinwasser	3,1	0,01
CO ₂	76,4	0,15
Nebenprodukte		
Dampf	-36,6	-0,07
O ₂	-117,3	-0,22
<i>TOP</i>	<i>2.041</i>	<i>3,88</i>
<i>ACC</i>	<i>420</i>	<i>0,80</i>
<i>TAC</i>	<i>2.461</i>	<i>4,68</i>

Die Steigungen der linearen Abhängigkeiten der Herstellungskosten, die in Kapitel 9.3.2 untersucht wurden, sind in Tabelle E.34 aufgelistet.

Tabelle E.34: Steigungen der linearen Abhängigkeit der Herstellungskosten von den Apparate-, Rohstoff- und Hilfsstoffpreisen.

Varierte Größe	Steigung
Spezifische Investitionskosten PEM-Elektrolyseur	0,947
Spezifische Investitionskosten Kavernenspeicher	0,023
Windstrompreis	3,394
CO ₂ -Preis	0,145
O ₂ -Preis	-0,223

F Zusätzliche Falluntersuchungen der Marktpotentiale von PTL-Flugturbinentreibstoff

F.1 Marktpotenzial von Power-to-Liquid-Flugturbinentreibstoffen

Vergleich Herstellungskosten

Tabelle F.35 zeigt Preise von SPK für unterschiedliche Produktionsrouten im Vergleich zu weiteren synthetischen Flugturbinentreibstoffe und konventionellem Jet A und Rohöl.

Tabelle F.35: Preise von SPK für unterschiedliche Produktionsrouten und weiterer synthetischer Flugturbinentreibstoffe im Vergleich zu konventionellem Jet A und Rohöl. Alle Preise wurden auf das Jahr 2014 aktualisiert und in €/kg umgerechnet.

Prozessroute/Kraftstoff	Preis €/kg	Quelle	Bemerkung
<i>Synthetisches paraffinisches Kerosin – Fischer-Tropsch</i>			
PTL	2,75 – 4,68	- ^a	Je nach Verfahren und Anwendung
CTL	0,40 – 0,57	[193]	Kein spez. Kraftstofftyp
GTL	0,64 – 0,75	[193]	Kein spez. Kraftstofftyp
BTL	0,88 – 3,12	[58], [193]	Große Preisspanne, je nach Studie und Rohstoff
PBTL	1,53 – 2,95	[57], [58]	Große Preisspanne, stark abhängig vom Strompreis
Solarthermisch	2,88	[80]	Kein Zwischenspeicher
<i>Synthetische Flugturbinentreibstoffe</i>			
HEFA-Kerosin	1,15	[24]	Rohstoff: Palmöl
DSHC-Kerosin	2,27	[24]	Rohstoff: Zuckerrohr
ATJ-Kerosin	1,36	[24]	Rohstoff: Ethanol
<i>Konventionell</i>			
Jet A	0,63	[194]	Durchschnittspreis 2014, USA
Rohöl	0,55	[194]	Brent, Durchschnittspreis 2014

^a Ergebnisse dieser Arbeit siehe Kapitel 8 und Kapitel 9

Vergleich spezifischer Investitionskosten

Kapitel 8.3.4 zeigt den Einfluss von Skaleneffekten auf die Herstellungskosten. Neben der Kapazität hängen die Investitionskosten auch von der eingesetzten Verfahrensrouten ab. Abbildung F.28 stellt die spezifischen Investitionskosten in Abhängigkeit der Kapazität und der Verfahrensrouten dar. Aufgrund der geringen Anzahl realisierter Projekte und veröffentlichter realer Kostendaten wird im Besonderen für die BTL- und PBTL-Anlagen auf verfahrenstechnische Kostenschätzungen aus der Literatur zurückgegriffen. Es lassen sich jedoch einige qualitativen Aussagen treffen:

- Mit steigender Anlagenkapazität sinken die spezifischen Investitionskosten
- Ab einer Kapazität von etwa 1 Mio. jato (~24.400 bbl/d) werden die Skaleneffekte vernachlässigbar
- GTL- und CTL-Anlagen weisen die niedrigsten spezifischen Investitionskosten auf
- Je nach Anlagenkonfiguration weisen PTL-Anlagen die höchsten spezifischen Investitionskosten auf.

Tabelle F.36: Spezifische Investitionskosten in Abhängigkeit der Kapazität und Verfahrensrouten.

Verfahrensrouten/Anlage	Kapazität	Spez. TCI	Quelle
	bbl/d	€/(bbl/d)	
CTL			
Sasol 1	6.750	96.039	[214]
Sasol 2	75.000	70.836	[214]
Sasol 3	75.000	45.152	[214]
van Vliet et al.– TÖB	14.098	111.976	[215]
GTL			
Shell Pearl	140.000	98.021	[176]
Shell Bintulu	12.500	82.094	[216]
Sasol Oryx	34.000	40.862	[217]
Chevron Escravos – TÖB	33.000	228.100	[218]
BP GTL-Projekt – TÖB	30.000	75.273	[219]
PetroSA Mossgas	45.000	107.611	[220]
van Vliet et al.– TÖB	10.723	122.826	[215]
Sasol Louisiana-Projekt – TÖB	96.000	96.586	[221]
BTL			
Flugstromvergaser – TÖB, Kerdoncuff	2.723	245.646	[61]
Flugstromvergaser – TÖB, Larson et al.	4.630	128.198	[222]
Flugstromvergaser+CO ₂ -Abscheidung – TÖB, Larson et al.	4.641	131.680	[222]
Zirkulierende Wirbelschicht-Vergaser – TÖB, Hamelinck et al.	2.320	135.132	[46]
Batelle-Columbus-Vergaser – TÖB, Tijmensen et al.	1.892	229.725	[48]
Flugstromvergaser+Niedertemperatur-FT – TÖB, Swanson et al.	2.107	195.081	[47]
Flugstromvergaser+Hochtemperatur-FT – TÖB, Swanson et al.	2.720	183.876	[47]
Flugstromvergaser – TÖB, van Vliet et al.	14.268	112.903	[215]
Flugstromvergaser+CO ₂ -Abscheidung – TÖB, van Vliet et al.	14.268	115.972	[215]
PBTL			
PEM+Flugstromvergaser – TÖB, Albrecht et al.	2.219	338.015	[58]
PEM+Flugstromvergaser – TÖB, Seiler et al.	12.602	99.597	[57]
PTL			
Co-Elektrolyse – TÖB, Becker et al.	462	170.532	[66]
Externe H ₂ -Versorgung – TÖB, Tremel et al.	341	125.967	[76]
PEM+RWGS – TÖB, Schmidt et al.	157	509.088	[192]
SOEC+RWGS – TÖB, Schmidt et al.	227	242.306	[192]
PEM+RWGS – TÖB, Diese Arbeit	12.877	279.500	-
SOEC+RWGS – TÖB, Diese Arbeit	12.877	232.671	-
COEL – TÖB, Diese Arbeit	12.877	252.552	-
PEM+RWGS, Oxyfuel, CO ₂ -Luftabscheidung – TÖB, Diese Arbeit	12.877	404.068	-
PEM+RWGS, erneuerbarer Strom – TÖB, Diese Arbeit	12.877	506.347	-

Die spezifischen Investitionskosten wurden mithilfe des CEPCI auf das Referenzjahr 2014 aktualisiert und mit dem mittleren Wechselkurs von 2014 in Euro umgerechnet. TÖB = Daten basieren auf einer Kostenschätzung.

F.2 Falluntersuchung: Technologiefortentwicklung

In Tabelle F.37 sind die Strompreise berechnet, die benötigt werden, um die eine Treibstoffherstellung zu den gleichen Kosten zu erlauben, wie mit den in Tabelle F.35 aufgelisteten konventionellen oder alternativen Verfahren. Dabei wurde von einer technischen Fortentwicklung ausgegangen. Durch diese kann der spezifische Systemenergieverbrauch der PEM auf 4,1 kWh/Nm³ und die spezifischen Investitionskosten auf 305 €/kW gesenkt werden. Für die SOEC-Elektrolyse und die CO₂-Luftabscheidung wurde eine Reduktion der spezifischen Investitionskosten um 60 % angenommen. Es ist gezeigt, dass trotz technischer Fortentwicklung und Kostensenkung zu realistischen Strompreisen keine wirtschaftliche Wettbewerbsfähigkeit gegenüber fossilen Treibstoffen erreicht werden kann.

Tabelle F.37: Break-even-Strompreis in €/MWh für PTL-Verfahren mit optimistischen Betriebsdatenannahmen im Vergleich zu konventionellen oder alternativen Verfahren (Referenzstrompreis 104,80 €/MWh). X: kostenlose Stromversorgung deckt nicht die Herstellungskosten des jeweiligen Verfahrens

Prozessroute/ Kraftstoff	A	B	C	D	E
CTL-0,40 €/kg	X	0,07	X	X	X
CTL-0,57 €/kg	6,79	8,74	3,00	0,38	X
GTL-0,64 €/kg	9,67	12,31	6,08	3,95	X
GTL-0,75 €/kg	14,20	17,92	10,92	9,56	0,12
Solarthermisch	101,93	126,54	104,70	118,12	95,37
BTL-0,88 €/kg	19,56	24,55	16,65	16,18	5,94
BTL-3,12 €/kg	111,82	138,78	115,27	130,35	106,10
HEFA-Kerosin	30,69	38,32	28,54	29,94	18,01
DSHC-Kerosin	76,81	95,43	77,85	87,03	68,09
ATJ-Kerosin	39,33	49,03	37,78	40,65	27,40
Jet A	9,26	11,80	5,64	3,44	X
Rohöl	5,96	7,72	2,12	X	X

A: PEM+RWGS – Oxyfuel-Verbrennung
 B: SOEC+RWGS – Oxyfuel-Verbrennung
 C: SOEC+RWGS – Oxyfuel-Verbrennung, CO₂-Luftabscheidung
 D: COEL
 E: PEM+RWGS – Erneuerbare Energie, cf=0,47, H₂-Speicher

F.3 Nachhaltigkeit von Power-to-Liquid-Flugturbinentreibstoff

Tabelle F.38 fasst die Referenzwerte zur Berechnung der Emissionen von PTL-Treibstoff zusammen.

Tabelle F.38: Referenzwerte Emissionsberechnung.

Emittent	Wert	Einheit	Quelle
Windstrom (offshore)	12	$\text{g}_{\text{CO}_2}/\text{kWh}$	[223]
Herstellung	5,5	$\text{g}_{\text{CO}_2}/\text{MJ}$	[15]
Transport	0,8	$\text{g}_{\text{CO}_2}/\text{MJ}$	[15]
Kraftstoffverbrennung	73,2	$\text{g}_{\text{CO}_2}/\text{MJ}$	[15]
Gutschrift CO ₂ -Nutzung	-69,9	$\text{g}_{\text{CO}_2}/\text{MJ}$	Diese Arbeit

Die Emissionen für PTL-Treibstoff ergeben sich aus den Energieverbräuchen der PTL-Anlagen (siehe Kapitel 8 und 9) und der Summe der oben genannten Emissionswerte.

Abbildungsverzeichnis

ABBILDUNG 1.1: ENTWICKLUNG DER CO ₂ -EMISSIONEN UND REDUKTIONSPOTENTIAL VON MAßNAHMEN ZUR EMISSIONSMINDERUNG, DIAGRAMM NACH [9].	2
ABBILDUNG 2.1: KOHLENSTOFFKETTENLÄNGENVERTEILUNG EINES KOMMERZIELLEN JET A-1 TREIBSTOFFES, VERTEILUNG NACH PEARSON [22].	3
ABBILDUNG 2.2: STOFFLICHE ZUSAMMENSETZUNG NACH STOFFKLASSEN FÜR FÜNF SPKS [31] UND KONVENTIONELLEM JET A-1 [22].	5
ABBILDUNG 2.3: KOHLENSTOFFKETTENLÄNGENVERTEILUNG VON FÜNF SPKS [31].	6
ABBILDUNG 2.4: ALLGEMEINES BLOCKFLIEBBILD DER HERSTELLUNG SYNTHETISCHER KOHLENWASSERSTOFFE ÜBER DIE FISCHER-TROPSCH-SYNTHESE.	6
ABBILDUNG 2.5: BLOCKFLIEBBILD EINER TYPISCHEN GTL-ANLAGE IN ANLEHNUNG AN [20].	7
ABBILDUNG 2.6: BLOCKFLIEBBILD EINES PTL-PROZESSES MIT WASSERELEKTROLYSE UND REVERSER WASSERGAS-SHIFT (NACH [63], [65]) UND EINES PTL-PROZESSES MIT CO-ELEKTROLYSE (NACH [66]).	9
ABBILDUNG 3.1: PROZENTUALE AUFTEILUNG DER TREIBHAUSGASEMISSIONEN NACH WIRTSCHAFTSSEKTOR (GRUNDLAGE SIND DATEN AUF CO ₂ -ÄQUIVALENZWERTBASIS) [98].	13
ABBILDUNG 3.2: TEMPERATURABHÄNGIGKEIT DER REAKTIONSENTHALPIE UND FREIEN REAKTIONSENTHALPIE DER WASSER-/DAMPELEKTROLYSE (BERECHNET MIT ASPEN PLUS®).	17
ABBILDUNG 3.3: TEMPERATUR- UND DRUCKABHÄNGIGKEIT DER GLEICHGEWICHTSZUSAMMENSETZUNG NACH WASSERABSCHIEDUNG; EINTRITTSZUSAMMENSETZUNG: xH ₂ = 0,75, xCO ₂ = 0,25.	19
ABBILDUNG 3.4: EXEMPLARISCHE DARSTELLUNG DER PRODUKTVERTEILUNG DER FISCHER-TROPSCH-SYNTHESE NACH DER ASF.	22
ABBILDUNG 3.5: PRODUKTVERTEILUNG NACH AGGREGATZUSTÄNDEN IN ABHÄNGIGKEIT DER KETTENWACHSTUMS-WAHRSCHEINLICHKEIT.	23
ABBILDUNG 3.6: GESCHLOSSENES GAS LOOP DESIGN MIT DARSTELLUNG DES INTERNEN UND EXTERNEN RÜCKFLUSSSTROMES NACH DE KLERK [20].	24
ABBILDUNG 3.7: VEREINFACHTES FLIEBBILD EINER TYPISCHEN PRODUKTAUFTRENNUNG UND RESTGAS-WEITERVERARBEITUNG BEI DER NIEDERTEMPERATUR FT-SYNTHESE NACH [20].	25
ABBILDUNG 4.1: ARBEITSABLAUF DER VERFAHRENTWICKLUNG NACH BLASS [132].	27
ABBILDUNG 4.2: BERECHNUNGSSCHRITTE DER VERFAHRENSTECHNISCHEN KOSTENSCHÄTZUNG.	32
ABBILDUNG 5.1: SCHEMATISCHE DARSTELLUNG DER ENTWICKELTEN METHODIK.	37
ABBILDUNG 6.1.: SYSTEMGRENZE DES REFERENZFALLES	41
ABBILDUNG 7.1: PROZESSFLIEBBILD DES PEM+RWGS-KONZEPTES.	44
ABBILDUNG 7.2: PROZESSFLIEBBILD COEL-KONZEPT.	46
ABBILDUNG 7.3: VERGLEICH DER EXPERIMENTELLEN UND MODELLIERTEN STOFFZUSAMMENSETZUNG AM AUSTRITT DES ELEKTROLYSEURS, T = 800 °C, P = 1 BAR [168].	48
ABBILDUNG 8.1: MASSENFLUSSDIAGRAMM DES PEM+RWGS-KONZEPTES.	57
ABBILDUNG 8.2: VERGLEICH DER STOFFZUSAMMENSETZUNG DES MODELLIERTEN SPKS MIT EXPERIMENTELLEN DATEN [31]. EXPERIMENTELLE DATEN AUF KOHLENSTOFFANZAHL NORMIERT.	58
ABBILDUNG 8.3: PINCH-DIAGRAMM DES PEM+RWGS-KONZEPTES.	59
ABBILDUNG 8.4: PROZENTUALE VERTEILUNG DER GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (TCI) NACH APPARATEN UND PROZESSSCHRITTEN.	61
ABBILDUNG 8.5: PROZENTUALER ANTEIL DER UNTERSCHIEDLICHEN KOSTENGRUPPEN AN DEN HERSTELLUNGSKOSTEN.	63
ABBILDUNG 8.6: VERGLEICH DER STOFFZUSAMMENSETZUNG MODELLIERTER SPKS FÜR A = 0,70, A = 0,8515 UND A = 0,95 MIT EXPERIMENTELLEN DATEN [31]. EXPERIMENTELLE DATEN SIND AUF KOHLENSTOFFANZAHL NORMIERT.	65
ABBILDUNG 8.7: PROZENTUALE VERTEILUNG DER GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (TCI) NACH APPARATEN UND PROZESSSCHRITTEN IN ABHÄNGIGKEIT VON DER KETTENWACHSTUMSWAHRSCHEINLICHKEIT, KAPAZITÄT 60 T/H.	66
ABBILDUNG 8.8: VERLAUF DER GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (TCI) UND DER HERSTELLUNGSKOSTEN (NPC) IN ABHÄNGIGKEIT VON DER KETTENWACHSTUMSWAHRSCHEINLICHKEIT.	66
ABBILDUNG 8.9: POWER-TO-LIQUID-WIRKUNGSGRAD UND LEISTUNG DER HILFSAGGREGATE IN ABHÄNGIGKEIT VOM RWGS-BETRIEBSDRUCK.	67
ABBILDUNG 8.10: GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (TCI) UND HERSTELLUNGSKOSTEN (NPC) IN ABHÄNGIGKEIT DES RWGS-BETRIEBSDRUCKES.	68
ABBILDUNG 8.11: HERSTELLUNGSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT DER APPARATEPREISE.	69
ABBILDUNG 8.12: HERSTELLUNGSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT DES STROMPREISES, DES CO ₂ -PREISES, DER ERLÖSE FÜR O ₂ UND DAMPF, SOWIE DES SPEZ. SYSTEMENERGIEVERBRAUCHS DER PEM.	70

ABBILDUNG 8.13: ANTEIL DER KAPITALKOSTEN (ACC) BEZIEHUNGSWEISE DER STROMKOSTEN AN DEN HERSTELLUNGSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT VOM STROMPREIS.	71
ABBILDUNG 8.14: HERSTELLUNGSKOSTEN (NPC) IN ABHÄNGIGKEIT DER ANLAGENKAPAZITÄT.	72
ABBILDUNG 9.1: PINCH-DIAGRAMM DES SOEC+RWGS-KONZEPTES FÜR EINEN SOEC-BETRIEBSDRUCK VON $p_{SOEC} = 1$ BAR.	78
ABBILDUNG 9.2: PROZENTUALE VERTEILUNG DER GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (TCI) NACH APPARATEN UND PROZESSSCHRITTEN.	79
ABBILDUNG 9.3: PROZENTUALE VERTEILUNG DER UNTERSCHIEDLICHEN KOSTENGRUPPEN AN DEN HERSTELLUNGSKOSTEN.	79
ABBILDUNG 9.4: GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (TCI), GESAMTBETRIEBSKOSTEN (TOP), JÄHRLICHE GESAMTKOSTEN (TAC), HERSTELLUNGSKOSTEN (NPC) UND POWER-TO-LIQUID-WIRKUNGSGRAD (HPTL) IN ABHÄNGIGKEIT VON DER BETRIEBSTEMPERATUR, DEM BETRIEBSDRUCK UND DER STROMDICHTHE DER SOEC.	81
ABBILDUNG 9.5: SENSITIVITÄTSANALYSE DER HERSTELLUNGSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT VON DEN INVESTITIONSKOSTEN UND WARTUNGSKOSTEN DES SOEC-ELEKTROLYSEURS SOWIE DES CO_2 -, O_2 -, UND DAMPPREISES.	81
ABBILDUNG 9.6: PINCH-DIAGRAMM DES COEL-KONZEPTES.	82
ABBILDUNG 9.7: PROZENTUALE AUFTEILUNG DER GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (TCI) NACH APPARATEN BEZIEHUNGSWEISE PROZESSSCHRITTEN.	84
ABBILDUNG 9.8: PROZENTUALE AUFTEILUNG DER HERSTELLUNGSKOSTEN (NPC) NACH DEN JEWEILIGEN KOSTENKATEGORIEN.	84
ABBILDUNG 9.9: SENSITIVITÄTSANALYSE DER HERSTELLUNGSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT VON DEN INVESTITIONSKOSTEN UND WARTUNGSKOSTEN DES SOEC-ELEKTROLYSEURS SOWIE DES CO_2 -, O_2 -, UND DAMPPREISES.	85
ABBILDUNG 9.10: PINCH-DIAGRAMME DES REFERENZFALLS MIT CO_2 -ABSCHIEDUNG AUS EINEM ZEMENTWERK MITTELS MEA-WÄSCHE UND MIT CO_2 -ABSCHIEDUNG AUS DER LUFT MITTELS CHEMISCHER ADSORPTION.	86
ABBILDUNG 9.11: PROZENTUALE VERTEILUNG DER GESAMTINVESTITIONSKOSTEN (TCI) NACH APPARATEN UND PROZESSSCHRITTEN.	91
ABBILDUNG 9.12: PROZENTUALER ANTEIL DER UNTERSCHIEDLICHEN KOSTENGRUPPEN AN DEN HERSTELLUNGSKOSTEN.	91
ABBILDUNG 9.13: HERSTELLUNGSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT VOM WINDSTROMPREIS, VON DEN INVESTITIONSKOSTEN DER PEM UND DER KAVERNE, VOM CO_2 -PREIS UND VOM O_2 -PREIS.	92
ABBILDUNG 9.14: ABHÄNGIGKEIT DER HERSTELLUNGSKOSTEN (NPC) UND DES ANTEILS DER JÄHRLICHEN INVESTITIONSKOSTEN (ACC) AN DEN HERSTELLUNGSKOSTEN VOM KAPAZITÄTSFAKTOR.	93
ABBILDUNG 10.1: PREISE VON SPK FÜR UNTERSCHIEDLICHE PRODUKTIONSROUTEN UND WEITERER SYNTHETISCHER FLUGTURBINENTREIBSTOFFE IM VERGLEICH ZU KONVENTIONELLEM JET A UND ROHÖL. DETAILLIERTE AUFLISTUNG IN ANHANG F.1. QUELLEN: ^A [193], ^B [58], ^C [57], ^D SIEHE KAPITEL 8 UND 9, ^E [80], ^F [24], ^G [194]. DIE ROTEN BALKEN GEBEN DEN HERSTELLUNGSKOSTENBEREICH IN ABHÄNGIGKEIT DER QUELLE BZW. ANNAHMEN AN.	99
ABBILDUNG 10.2: ROHSTOFF-, FLÄCHEN- UND ENERGIEBEDARF DER PTL-TECHNOLOGIE ZUR DECKUNG DER HÄLFTE DES FLUGTURBINENTREIBSTOFFBEDARFS DEUTSCHLANDS. QUELLEN: ^A SIEHE KAPITEL 8 UND 9, ^B [196], ^C [197], ^D [198].	102
ABBILDUNG 10.3: CO_2 -EMISSIONEN VON PTL-TREIBSTOFF IM VERGLEICH ZU KONVENTIONELLEM CTL- UND GTL-TREIBSTOFF. QUELLEN: ^A EIGENE BERECHNUNG, ^B [15].	102
ABBILDUNG A.1: SCHEMATISCHE DARSTELLUNG DER SYSTEMGRENZE FÜR DAS SZENARIO S-CC.	106
ABBILDUNG A.2: SCHEMATISCHE DARSTELLUNG DER SYSTEMGRENZE FÜR DAS SZENARIO S-EE.	106
ABBILDUNG B.3: VERGLEICH DER MODELLIERTEN BETRIEBSSPANNUNG MIT EXPERIMENTELL BESTIMMTEN BETRIEBSSPANNUNGEN NACH STEMPIEN ET AL. [169]. PARAMETERANPASSUNGEN AN EXPERIMENTELL UNTERSUCHTE ZELLE: $B = 0,14$, $z = 0,175$ MOLS·M ² , $T = 850$ □, $p = 1$ BAR.	110
ABBILDUNG B.4: VERGLEICH DER MODELLIERTEN BETRIEBSSPANNUNG MIT EXPERIMENTELL BESTIMMTER BETRIEBSSPANNUNG NACH CINTI ET AL. [77]. PARAMETERANPASSUNGEN AN EXPERIMENTELL UNTERSUCHTE ZELLE: $z = 0,074$ MOLS·M ² ; $T = 750$ □, $p = 1$ BAR.	110
ABBILDUNG B.5: VERGLEICH DER MODELLIERTEN BETRIEBSSPANNUNG MIT EXPERIMENTELL BESTIMMTEN BETRIEBSSPANNUNGEN NACH STEMPIEN ET AL. [169] UND ALENAZEY ET AL. [204]: PARAMETERANPASSUNGEN AN EXPERIMENTELL UNTERSUCHTE ZELLE: STEMPIEN ET AL. [169]: $B = 0,14$, $z = 0,175$ MOLS·M ² , $T = 850$ □, $p = 1$ BAR. ALENAZEY ET AL. [204]: $\Omega = 0,3$, $B = 0,4$, $T = 750$ □, $p = 1$ BAR.	111
ABBILDUNG B.6: DRUCK- UND TEMPERATURABHÄNGIGKEIT DER BETRIEBSSPANNUNG, GLEICHGEWICHTSSPANNUNG UND EINZELNEN VERLUSTE. BETRIEBSPARAMETER DER CO-ELEKTROLYSE: $T = 800$ □, $p = 1$ BAR, $i = 0,95$ ACM ² , $x_{H_2} = 0,04$, $x_{H_2O} = 0,64$, $x_{CO_2} = 0,31$, $x_{CO} = 0,01$	112
ABBILDUNG C.7: GRAFISCHE DARSTELLUNG DER BERECHNUNGSVORSCHRIFT FÜR DIE KONVERTIERUNG DER BASISDATEN IN DIE REFERENZWÄHRUNG EURO UND DAS REFERENZJAHR 2014 [148].	115

ABBILDUNG D.8: ZUSAMMENSETZUNG DES ENDPRODUKTES UNTERTEILT IN DIE PRODUKTFRAKTIONEN BENZIN, SPK UND DIESEL.	120
ABBILDUNG D.9: SPK-ZUSAMMENSETZUNG IN ABHÄNGIGKEIT DER KETTENWACHSTUMSWAHRSCHEINLICHKEIT.	122
ABBILDUNG D.10: HERSTELLUNGSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT DES ZINSFUßES, DER LEBENSDAUER, DES WARTUNGSKOSTENANTEILS, VERSICHERUNGSKOSTEN UND STEUERN.	125
ABBILDUNG D.11: WAHRSCHEINLICHKEITSVERTEILUNG DER GESAMTINVESTITIONSKOSTEN TCI UND HERSTELLUNGS-KOSTEN NPC IN ABHÄNGIGKEIT DER ZUSCHLAGSFAKTOREN.	126
ABBILDUNG E.12: PINCH-DIAGRAMME FÜR DIE DREI VERFAHRENSVARIANTEN VORWÄRMUNG BRENNLUFT, DAMPFTURBINENKREISLAUF UND OXYFUEL-VERBRENNUNG.	128
ABBILDUNG E.13: ABHÄNGIGKEIT DER HERSTELLUNGSKOSTEN VOM STROMPREIS.	133
ABBILDUNG E.14: MASSENFLUSSDIAGRAMM COEL-KONZEPT.	135
ABBILDUNG E.15: ABHÄNGIGKEIT DER HERSTELLUNGSKOSTEN VOM STROMPREIS.	137
ABBILDUNG E.16: PROZENTUALE VERTEILUNG DER INVESTITIONS- UND HERSTELLUNGSKOSTEN FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG MITTELS MEA-WÄSCHE AUS EINEM ZEMENTWERK FÜR DIE VERFAHRENSROUTE PEM+RWGS.	138
ABBILDUNG E.17: PROZENTUALE VERTEILUNG DER INVESTITIONS- UND HERSTELLUNGSKOSTEN FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG AUS DER LUFT FÜR DIE VERFAHRENSROUTE PEM+RWGS.	139
ABBILDUNG E.18: PROZENTUALE VERTEILUNG DER INVESTITIONS- UND HERSTELLUNGSKOSTEN FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG MITTELS MEA-WÄSCHE AUS EINEM ZEMENTWERK FÜR DIE VERFAHRENSROUTE PEM+RWGS MIT OXYFUEL-VERBRENNUNG.	140
ABBILDUNG E.19: PROZENTUALE VERTEILUNG DER INVESTITIONS- UND HERSTELLUNGSKOSTEN FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG AUS DER LUFT FÜR DIE VERFAHRENSROUTE PEM+RWGS MIT OXYFUEL-VERBRENNUNG.	141
ABBILDUNG E.20: PINCH-DIAGRAMME FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG AUS ZEMENTABGAS UND LUFTABSCHIEDUNG FÜR DAS SOEC+RWGS-KONZEPT.	142
ABBILDUNG E.21: PROZENTUALE VERTEILUNG DER INVESTITIONS- UND HERSTELLUNGSKOSTEN FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG MITTELS MEA-WÄSCHE AUS EINEM ZEMENTWERK FÜR DIE VERFAHRENSROUTE SOEC+RWGS MIT OXYFUEL-VERBRENNUNG.	144
ABBILDUNG E.22: PROZENTUALE VERTEILUNG DER INVESTITIONS- UND HERSTELLUNGSKOSTEN FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG AUS DER LUFT FÜR DIE VERFAHRENSROUTE SOEC+RWGS MIT OXYFUEL-VERBRENNUNG.	145
ABBILDUNG E.23 PINCH-DIAGRAMME FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG AUS ZEMENTABGAS UND LUFTABSCHIEDUNG FÜR DAS COEL-KONZEPT.	146
ABBILDUNG E.24: PROZENTUALE VERTEILUNG DER INVESTITIONS- UND HERSTELLUNGSKOSTEN FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG MITTELS MEA-WÄSCHE AUS EINEM ZEMENTWERK FÜR DIE VERFAHRENSROUTE COEL. ...	148
ABBILDUNG E.25: PROZENTUALE VERTEILUNG DER INVESTITIONS- UND HERSTELLUNGSKOSTEN FÜR DIE CO ₂ -ABSCHIEDUNG AUS DER LUFT FÜR DIE VERFAHRENSROUTE COEL.	149
ABBILDUNG E.26: WINDPROFIL BERECHNET MIT REMIX [187].	150
ABBILDUNG E.27: SPEICHERFÜLLSTAND IN ABHÄNGIGKEIT DER JAHRESZEIT.	150
ABBILDUNG F.28: SPEZIFISCHE INVESTITIONSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT DER KAPAZITÄT UND VERFAHRENSROUTE, QUELLEN SIEHE TABELLE F.36.	154

Tabellenverzeichnis

TABELLE 2.1: ZUSAMMENFASSUNG FÜR DIE MODELLIERUNG RELEVANTER SPEZIFIKATIONSPARAMETER FÜR SPK NACH ASTM D7566 [23].	5
TABELLE 3.1: ERGEBNISZUSAMMENSTELLUNG ZUR ERMITTLUNG DES THEORETISCH MAXIMAL ERZIELBAREN WIRKUNGSGRADES.	13
TABELLE 3.2: INDUSTRIEPROZESSE ALS POTENTIELLE CO ₂ -QUELLEN [99].	14
TABELLE 3.3: TYPISCHE UND PROGNOSTIZIERTE BETRIEBSPARAMETER FÜR ALKALISCHE UND PEM-ELEKTROLYSE NACH [105].	16
TABELLE 3.4: ZUSAMMENSTELLUNG DER INDUSTRIELL EINGESETZTEN REAKTORTYPEN FÜR DIE FISCHER-TROPSCH- SYNTHESE [29], [32], [122].	21
TABELLE 3.5: ALLGEMEINE TENDENZEN DES ZUSAMMENHANGS VON PRODUKTVERTEILUNG, KATALYSATORART UND BETRIEBSBEDINGUNGEN NACH [127], [128], [129].	23
TABELLE 4.1: EINTEILUNG DER KOSTENSCHÄTZUNGSKLASSEN NACH AACE [142].	30
TABELLE 6.1: AUFLISTUNG DER BERECHNUNGSFORMELN DER TECHNISCHEN BEWERTUNGSPARAMETER.	40
TABELLE 6.2: ERGEBNISSE DER TECHNOLOGIEAUSWAHL DER HAUPTKOMPONENTEN.	42
TABELLE 7.1: ZUTEILUNG DER KOHLENSTOFFKETTENLÄNGEN ZU DEN FRAKTIONEN.	45
TABELLE 7.2: MODELLPARAMETER DER FISCHER-TROPSCH-SYNTHESE.	51
TABELLE 7.3: MODELLANNAHMEN DER BALANCE-OF-PLANT-KOMPONENTEN.	54
TABELLE 7.4: ENERGIEBEDARF DER ABTRENNUNG VON CO ₂ AUS INDUSTRIELLEN ABGASSTRÖMEN [73].	54
TABELLE 7.5: ZUSAMMENSTELLUNG DER HILFSAGGREGATE UND DER ENTSPRECHENDEN HILFSSTOFFE DER PINCH-ANALYSE.	56
TABELLE 8.1: ZUSAMMENSTELLUNG DER STOFF- UND ENERGIEMENGEN DER HILFSSTOFFE ZUM AUSGLEICH DER ENERGIEBILANZ.	59
TABELLE 8.2: AUFLISTUNG DER TECHNISCHEN PROZESSLEISTUNGSFÄHIGKEIT.	60
TABELLE 8.3: AUFLISTUNG DER BETRIEBSKOSTEN NACH KOSTENKATEGORIEN.	62
TABELLE 8.4: GEGENÜBERSTELLUNG DER PROZESSBEWERTUNGSPARAMETER IN ABHÄNGIGKEIT DER KETTENWACHSTUMSWAHRSCHEINLICHKEIT.	64
TABELLE 8.5: GEGENÜBERSTELLUNG DER TECHNISCHEN UND ÖKONOMISCHEN BEWERTUNGSPARAMETER IN ABHÄNGIGKEIT VON DER ELEKTROLYSEEFFIZIENZ FÜR $e = 7,5 \text{ kWh/Nm}^3$, $e = 4,3 \text{ kWh/Nm}^3$ (REFERENZFALL), $e = 4,1 \text{ kWh/Nm}^3$ UND $e = 3,54 \text{ kWh/Nm}^3$ (THERMODYNAMISCHES OPTIMUM DER ELEKTROLYSE).	69
TABELLE 8.6: ERGEBNISZUSAMMENSTELLUNG UND VERGLEICH VON VIER MÖGLICHEN BETRIEBSFÄLLEN EINER PTL-ANLAGE MIT DEM REFERENZFALL. ANNAHMEN AUF € ₂₀₁₄ NORMIERT.	71
TABELLE 9.1: TECHNO-ÖKONOMISCHER VERGLEICH DES REFERENZFALLES MIT DEN VERFAHRENSVARIANTEN: WÄRMENUTZUNG ZUR BRENNLUFTVORWÄRMUNG, WÄRMENUTZUNG IM DAMPFPROZESS UND OXYFUEL-VERBRENNUNG.	76
TABELLE 9.2: ZUSAMMENSTELLUNG DER TECHNISCHEN PROZESSBEWERTUNGSPARAMETER DES SOEC+RWGS-KONZEPTE UNTER BERÜCKSICHTIGUNG DER BASISANNAHMEN.	78
TABELLE 9.3: ZUSAMMENSTELLUNG DER TECHNISCHEN KENNGRÖßEN UND PROZESSBEWERTUNGSPARAMETER FÜR DAS COEL-KONZEPT.	83
TABELLE 9.4: AUFLISTUNG DER KENNGRÖßEN FÜR DIE ACHT UNTERSUCHTEN BETRIEBSFÄLLE ZUR DER INTEGRATION DER CO ₂ -ABSCHIEDUNG IN DEN PTL-PROZESS.	87
TABELLE 9.5: ÖKONOMISCHE KENNGRÖßEN DER INTEGRATION DER CO ₂ -ABSCHIEDUNG IN DEN PTL-PROZESS.	88
TABELLE 9.6: TECHNO-ÖKONOMISCHER VERFAHRENSVERGLEICH NACH PTL-WIRKUNGSGRAD, CO ₂ -BEDARF, TCI UND NPC.	94
TABELLE 10.1: ZUSAMMENSTELLUNG VON WIRKUNGSGRADEN UND ROHSTOFFBEDARFE VERSCHIEDENER XTL-TECHNOLOGIEN.	97
TABELLE 10.2: HERSTELLUNGSKOSTENVERGLEICH UNTERSCHIEDLICHER PTL-VERFAHRENSKONZEPTE.	98
TABELLE 10.3: BREAK-EVEN-STROMPREIS IN €/MWh FÜR DIE PTL-VERFAHREN IM VERGLEICH ZU KONVENTIONELLEN ODER ALTERNATIVEN VERFAHREN (REFERENZSTROMPREIS 104,80 €/MWh). X: KOSTENLOSE STROMVERSORGUNG DECKT NICHT DIE HERSTELLUNGSKOSTEN DES JEWEILIGEN VERFAHRENS.	100
TABELLE B.1: ZUSAMMENFASSUNG DER ANNAHMEN DES SOEC-ELEKTROLYSEMODELLS.	109
TABELLE B.2: CHEMISCHER WIRKUNGSGRAD, KOHLENSTOFFUMSATZ UND KEROSINANTEIL IN ABHÄNGIGKEIT DER STARTWERTE.	113
TABELLE B.3: ARITHMETISCHES MITTEL, STANDARDABWEICHUNGEN UND PROZENTUALER ANTEIL DER STANDARDABWEICHUNG AM ARITHMETISCHEN MITTEL FÜR DEN CHEMISCHEN WIRKUNGSGRAD, KOHLENSTOFFUMSATZ UND KEROSINANTEIL.	114

TABELLE B.4: VERGLEICH DER PROZESSLEISTUNGSFÄHIGKEIT IN HINBLICK AUF DEN BSF.	114
TABELLE C.5: CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDIZES DER JAHRE 1987 BIS 2014 AUS [208], [209], [210].	115
TABELLE C.6: MATERIALFAKTOREN FÜR VERDICHTER, TURBINEN, PUMPEN, ENTSPANNUNGSTROMMELN, KOLONNEN UND VERDICHTER AUS [133].	116
TABELLE C.7: DRUCKFAKTOREN FÜR ENTSPANNUNGSTROMMELN, KOLONNEN, VERDAMPFER UND WÄRMETAUSCHER AUS [133].	116
TABELLE C.8: ZUSCHLAGSFAKTOREN DER DIREKTEN UND INDIREKTEN KOSTEN IM ANLAGENBAU NACH PETERS ET AL. [133].	117
TABELLE C.9: AUFLISTUNG DER APPARATEPREISE FÜR DAS JEWEILIGE BASISJAHR, DER BASISKAPAZITÄTEN, MAXIMALKAPAZITÄTEN UND DES DEGRESSIONSKOEFFIZIENTEN.	117
TABELLE C.10: AUFLISTUNG DER BETRIEBSKOSTEN.	119
TABELLE C.11: KAPAZITÄT UND BETRIEBSDRUCK DER DAMPFERZEUGUNGSANLAGEN.	119
TABELLE D.12: AUFLISTUNG DER INVESTITIONSKOSTEN NACH EINZELAPPARAT BEZIEHUNGSWEISE APPARATEFAMILIE FÜR DAS PEM+RWGS-KONZEPT.	121
TABELLE D.13: BETRIEBSKOSTEN DES PEM+RWGS-KONZEPTES.	121
TABELLE D.14: AUFLISTUNG DER INVESTITIONSKOSTEN NACH EINZELAPPARAT BEZIEHUNGSWEISE APPARATEFAMILIE IN ABHÄNGIGKEIT DER KETTENWACHSTUMSWAHRSCHEINLICHKEIT.	123
TABELLE D.15: BETRIEBSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT DER KETTENWACHSTUMSWAHRSCHEINLICHKEIT.	123
TABELLE D.16: STEIGUNGEN DER LINEAREN ABHÄNGIGKEIT DER HERSTELLUNGSKOSTEN VON DEN APPARATE-, ROHSTOFF- UND HILFSSTOFFPREISEN.	124
TABELLE D.17: PARAMETERBEREICH DER ZUSCHLAGSFAKTOREN NACH PETERS ET AL. [133].	125
TABELLE E.18: INVESTITIONSKOSTENZUSAMMENSTELLUNG DER VERFAHRENSVARIANTEN MIT PEM+RWGS. .	129
TABELLE E.19: ZUSAMMENSTELLUNG DER BETRIEBSKOSTEN FÜR DIE VERFAHRENSVARIANTEN MIT PEM+RWGS.	129
TABELLE E.20: BERECHNETE BETRIEBSDATEN SOEC BEI $p = 1$ BAR, $T = 800$ °C, $i = 1$ A/CM ²	130
TABELLE E.21: ENERGIE- UND MASSENSTRÖME SOEC+RWGS-KONZEPT.	131
TABELLE E.22: INVESTITIONSKOSTENZUSAMMENSTELLUNG DES VERFAHRENSKONZEPTES SOEC+RWGS.	132
TABELLE E.23: BETRIEBSKOSTENZUSAMMENSTELLUNG DES VERFAHRENSKONZEPTES SOEC+RWGS.	132
TABELLE E.24: STEIGUNGEN DER LINEAREN ABHÄNGIGKEIT DER HERSTELLUNGSKOSTEN VON DEN APPARATE-, ROHSTOFF- UND HILFSSTOFFPREISEN.	133
TABELLE E.25: TECHNO-ÖKONOMISCHE KENNGRÖßEN DER VERFAHRENSVARIANTE OXYFUEL-VERBRENNUNG FÜR DAS KONZEPT SOEC+RWGS.	134
TABELLE E.26: BERECHNETE BETRIEBSDATEN CO-ELEKTROLYSEUR FÜR $p = 1$ BAR, $T = 800$ °C, $i = 1$ A/CM ²	135
TABELLE E.27: INVESTITIONSKOSTENZUSAMMENSTELLUNG DES VERFAHRENSKONZEPTES COEL.	136
TABELLE E.28: BETRIEBSKOSTENZUSAMMENSTELLUNG DES VERFAHRENSKONZEPTES COEL.	136
TABELLE E.29: STEIGUNGEN DER LINEAREN ABHÄNGIGKEIT DER HERSTELLUNGSKOSTEN VON DEN APPARATE-, ROHSTOFF- UND HILFSSTOFFPREISEN.	137
TABELLE E.30: TECHNO-ÖKONOMISCHE KENNGRÖßEN DER INTEGRATION DER CO ₂ -ABSCHIEDUNG IN DAS KONZEPT SOEC+RWGS.	143
TABELLE E.31: TECHNO-ÖKONOMISCHE KENNGRÖßEN DER INTEGRATION DER CO ₂ -ABSCHIEDUNG IN DAS KONZEPT COEL.	147
TABELLE E.32: INVESTITIONSKOSTENZUSAMMENSTELLUNG DES VERFAHRENSKONZEPTES PEM+RWGS MIT STROMVERSORGUNG AUS ERNEUERBAREN QUELLEN.	151
TABELLE E.33: BETRIEBSKOSTENZUSAMMENSTELLUNG DES VERFAHRENSKONZEPTES PEM+RWGS MIT STROMVERSORGUNG AUS ERNEUERBAREN QUELLEN.	152
TABELLE E.34: STEIGUNGEN DER LINEAREN ABHÄNGIGKEIT DER HERSTELLUNGSKOSTEN VON DEN APPARATE-, ROHSTOFF- UND HILFSSTOFFPREISEN.	152
TABELLE F.35: PREISE VON SPK FÜR UNTERSCHIEDLICHE PRODUKTIONSROUTEN UND WEITERER SYNTHETISCHER FLUGTURBINTREIBSTOFFE IM VERGLEICH ZU KONVENTIONELLEM JET A UND ROHÖL. ALLE PREISE WURDEN AUF DAS JAHR 2014 AKTUALISIERT UND IN €/KG UMGERECHNET.	153
TABELLE F.36: SPEZIFISCHE INVESTITIONSKOSTEN IN ABHÄNGIGKEIT DER KAPAZITÄT UND VERFAHRENSROUTE.	155
TABELLE F.37: BREAK-EVEN-STROMPREIS IN €/MWH FÜR PTL-VERFAHREN MIT OPTIMISTISCHEN BETRIEBSDATENANNAHMEN IM VERGLEICH ZU KONVENTIONELLEN ODER ALTERNATIVEN VERFAHREN (REFERENZSTROMPREIS 104,80 €/MWH). X: KOSTENLOSE STROMVERSORGUNG DECKT NICHT DIE HERSTELLUNGSKOSTEN DES JEWEILIGEN VERFAHRENS.	156
TABELLE F.38: REFERENZWERTE EMISSIONSBERECHNUNG.	157

Literaturverzeichnis

- [1] Airbus S.A.S., „Global Market Forecast - Flying by Numbers 2015 - 2034,“ Airbus S.A.S., Blagnac Cedex, FRA, 2015.
- [2] Boeing Commercial Airplanes, „Current Market Outlook 2015 - 2034,“ Boeing Commercial Airplanes, Seattle, USA, 2015.
- [3] International Civil Aviation Organization (ICAO), „Global Air Transport Outlook to 2030 and trends to 2040,“ International Civil Aviation Organization (ICAO), Montréal, CAN, 2013. ISBN: 9789292491871.
- [4] International Civil Aviation Organization (ICAO), „Environmental Report 2013,“ International Civil Aviation Organization (ICAO), Montréal, CAN, 2013.
- [5] Air Transport Action Group (ATAG), „Climate Change,“ [Online]. Available: <http://www.atag.org/our-activities/climate-change.html>. [Zugriff am 30. 04. 2016].
- [6] International Air Transport Association (IATA), „Aviation and Climate Change - Pathway to Carbon-neutral Growth in 2020,“ International Air Transport Association (IATA), Montréal, CAN, 2009.
- [7] High Level Group on Aviation Research, „Flightpath 2050 Europe's Vision for Aviation,“ European Union, Brüssel, BEL, 2011. doi: 10.2777/50266.
- [8] International Air Transport Association (IATA), „A Global Approach to Reducing Aviation Emissions,“ International Air Transport Association (IATA), Montréal, CAN, 2009.
- [9] International Air Transport Association (IATA), „Technology Roadmap,“ International Air Transport Association (IATA), Montréal, CAN, 2013.
- [10] Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt (DLR), „Emissionsarm elektrisch Fliegen: Was sind die Herausforderungen für elektrische Antriebe in der Luftfahrt?,“ [Online]. Available: http://www.dlr.de/dlr/desktopdefault.aspx/tabid-10176/372_read-16766/#/gallery/22051. [Zugriff am 01. 05. 2016].
- [11] R. Kivits, M. Charles and N. Ryan, "A post-carbon aviation future: Airports and the transition to a cleaner aviation sector," *Futures*, vol. 42, pp. 199-211, 2010. doi: 10.1016/j.futures.2009.11.005.
- [12] ASTM International, „ASTM D1655-99: Standard Specification for Aviation Turbine Fuels,“ ASTM International, West Conshohocken, USA, 1999.
- [13] UK Ministry of Defence, „DEF STAN 91-91: Turbine Fuel, Kerosine Type, Jet A-1,“ UK Defence Standardization, Glasgow, GBR, 2011.
- [14] International Air Transport Association (IATA), „IATA 2013 Report on Alternative Fuels,“ International Air Transport Association (IATA), Montréal, CAN, 2013.

- [15] R. Stratton, H. Wong and J. Hileman, "Life Cycle Greenhouse Gas Emissions from Alternative Jet Fuels," The Partnership for Air Transportation Noise and Emissions Reduction, Cambridge, USA, 2010.
- [16] C. Graves, S. Ebbesen, M. Mogensen and K. Lackner, "Sustainable Hydrocarbon Fuels by Recycling CO₂ and H₂O with Renewable or Nuclear Energy," *Renewable Sustainable Energy Rev.*, vol. 15, pp. 1-23, 2011. doi: 10.1016/j.rser.2010.07.014.
- [17] M. Gross, "Closing the Carbon Cycle," *Curr. Biol.*, vol. 24, pp. R583-R585, 2014. doi: 10.1016/j.cub.2014.06.051.
- [18] P. Styring, E. Quadrelli and K. Armstrong, Eds., Carbon Dioxide Utilisation - Closing the Carbon Cycle, Amsterdam, NLD: Elsevier, 2015. ISBN: 9780444627469.
- [19] M. Rachner, „Die Stoffeigenschaften von Kerosin Jet A-1,“ Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt (DLR), Köln, DEU, 1998. ISBN: 1434-8462.
- [20] A. de Klerk, Fischer-Tropsch Refining, Weinheim: Wiley-VCh Verlag, 2011. ISBN:978-3-527-32605-1.
- [21] J. Bauldreay, „Jet Fuel Product Quality - Drivers for Change,“ in *14th International Symposium on Stability, Handling and Use of Liquid Fuels (IASH)*, Charleston, USA, 2015.
- [22] K. Pearson, „Hydrogen Production by Partial Catalytic Dehydrogenation of Kerosene,“ Universität Stuttgart, Stuttgart, DEU, 2016.
- [23] ASTM International, „ASTM D7566 - 14C: Standard Specification for Aviation Turbine Fuel Containing Synthesized Hydrocarbons,“ ASTM International, West Conshohocken, USA, 2015.
- [24] M. van Dijk, „Viability of Different Bio Jet Fuel Conversion Technologies from a Market Point View,“ in *IEA Bioenergy 2015*, Berlin, DEU, 2015.
- [25] L. Lew and T. Biddle, "Evaluation of Amyris Direct Sugar to Hydrocarbon (DSHC) Fuel," FAA Office of Environment and Energy, Washington, D.C., USA, 2014.
- [26] aireg, „Direct Sugar to Hydro Carbon (DSHC),“ [Online]. Available: <http://www.aireg.de/de/produktion/direct-sugar2.html>. [Zugriff am 08. 02. 2016].
- [27] M. Pearlson, C. Wollersheim and J. Hileman, "A techno-economic review of hydroprocessed renewable esters and fatty acids for jet fuel production," *Biofuels, Bioprod. Biorefin.*, vol. 7, pp. 89-96, 2013. doi: 10.1002/bbb.1378.
- [28] aireg, „Hydroprocessed Esters and Fatty Acids (HEFA),“ [Online]. Available: <http://www.aireg.de/de/produktion/hydroprocessed-esters-and-fatty-acids-hefa.html>. [Zugriff am 08. 02. 2016].
- [29] A. P. Steynberg and M. E. Dry, Eds., Studies in Surface Science and Catalysis Fischer-Tropsch Technology, vol. 152, Amsterdam, NDL: Elsevier B.V., 2004. ISBN: 978-0-444-54548-4.
- [30] Sasol, „Sasol takes to the skies with the world’s first fully synthetic jet fuel,“ [Online]. Available: <http://www.sasol.com/media-centre/media-releases/sasol-takes-skies->

- world%E2%80%99s-first-fully-synthetic-jet-fuel. [Zugriff am 03. 03. 2016].
- [31] C. Moses, „Comparative evaluation of semi-synthetic jet fuels (CRC Project No. AV-2-04a),“ U.S. Air Force Research Laboratories, Alhpharetta, USA, 2008.
- [32] M. Dry, „The Fischer-Tropsch process: 1950-2000,“ *Catal. Today*, Bd. 71, pp. 227-241, 2002. doi:10.1016/S0920-5861(01)00453-9.
- [33] J. Pratt, „A Fischer-Tropsch Synthesis Reactor Model Framework for Liquid Biofuels Production,“ Sandia Report, Albuquerque, USA, 2012.
- [34] Royal Dutch Shell, „Pearl GtL,“ [Online]. Available: <http://www.shell.com/about-us/major-projects/pearl-gtl.html>. [Zugriff am 08. 01. 2016].
- [35] M. Sudiro and A. Bertucco, "Synthetic Fuels by a Limited CO2 Emission Process which Uses Both Fossil and Solar Energy," *Energy Fuels*, vol. 21, pp. 3668-3675, 2007. doi:10.1021/ef7003255.
- [36] X. Hao, M. Djatmiko, Y. Xu, Y. Wang, J. Chang and Y. Li, "Simulation Analysis of a Gas-to-Liquid Process Using Aspen Plus," *Chem. Eng. Technol.*, vol. 31, pp. 188-196, 2008. doi:10.1002/ceat.200700336.
- [37] B. Bao, M. El-Halwagi und N. Elbashir, „Simulation, integration, and economic analysis of gas-to-liquid processes,“ *Fuel Process. Technol.*, Bd. 91, pp. 703-713, 2010. doi:10.1016/j.fuproc.2010.02.001.
- [38] C. Zhang, K.-W. Jun, R. Gao, Y.-J. Lee und S. Kang, „Efficient utilization of carbon dioxide in gas-to-liquid process: Process simulation and techno-economic analysis,“ *Fuel*, Bd. 157, pp. 285-291, 2015. doi:10.1016/j.fuel.2015.04.051.
- [39] Y. Kim, K.-W. Jun, H. Joo, C. Han und I. Song, „A simulation study on gas-to-liquid (natural gas to Fischer-Tropsch synthetic fuel) process optimization,“ *Chem. Eng. J.*, Bd. 155, pp. 427-432, 2009. doi:10.1016/j.cej.2009.
- [40] Sasol, „Historical Milestones,“ [Online]. Available: <http://www.sasol.com/about-sasol/company-profile/historical-milestones>. [Zugriff am 02. 08. 2016].
- [41] A. Steynberg and H. Nel, "Clean Coal Conversion Options Using Fischer-Tropsch Technology," *Fuel*, vol. 83, pp. 765-770, 2004. doi:10.1016/j.fuel.2003.09.023.
- [42] T. Kreutz, E. Larson, G. Liu and R. Williams, "Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass," Princeton University, Princeton, USA, 2008.
- [43] M. Sudiro and A. Bertucco, "Production of Synthetic Gasoline and Diesel Fuel by Alternative Processes Using Natural Gas and Coal: Process Simulation and Optimization," *Energy*, vol. 34, pp. 2206-2214, 2009. doi:10.1016/j.energy.2008.12.009.
- [44] R. Baliban, J. Elia and C. Floudas, "Toward novel hybrid biomass, coal, and natural gas processes for satisfying current transportation fuel demands 1: Process alternatives, gasification modeling, process simulation and economic analysis," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 49, pp. 7343-7370, 2010. doi: 10.1021/ie100063y.
- [45] J. Elia, R. Baliban and C. Floudas, "Toward Novel Hybrid Biomass, Coal, and Natural

- Gas Processes for Satisfying Current Transportation Fuel Demands 2: Simultaneous Heat and Power Integration," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 49, pp. 7371-7388, 2010. doi:10.1021/ie100064q.
- [46] C. Hamelinck, A. Faaij, H. den Uil and H. Boerrigter, "Production of FT Transportation Fuels from Biomass; Technical Options, Process Analysis and Optimisation, and Development Potential," *Energy*, vol. 29, pp. 1743-1771, 2004. doi:10.1016/j.energy.2004.01.002.
- [47] R. Swanson, A. Platon, J. Satiro and R. Brown, "Techno-economic analysis of Biomass-to-Liquids production based on gasification," *Fuel*, vol. 89, pp. 11-19, 2010. doi:10.1016/j.fuel.2010.07.027.
- [48] M. Tijmensen, A. Faaij, C. Hamelinck and M. van Hardeveld, "Exploration of the Possibilities for Production of Fischer Tropsch Liquids and Power via Biomass Gasification," *Biomass Bioenergy*, vol. 23, pp. 129-152, 2002. doi:10.1016/S0961-9534(02)00037-5.
- [49] Red Rock Biofuels, „Advanced Renewable Biofuels,“ [Online]. Available: <http://www.redrockbio.com/>. [Zugriff am 10. 02. 2016].
- [50] International Civil Aviation Organization (ICAO), „Green Sky London,“ [Online]. Available: <http://www.icao.int/environmental-protection/GFAAF/Pages/Project.aspx?ProjectID=22>. [Zugriff am 10. 02. 2016].
- [51] A. Neslen, „BA blames UK government for scrapping of £340m green fuels project,“ *The Guardian*, [Online]. Available: <http://www.theguardian.com/environment/2016/jan/06/ba-blames-uk-government-for-scrapping-of-340m-green-fuels-project>. [Zugriff am 10. 04. 2016].
- [52] Fulcrum BioEnergy, „Sierra BioFuels Plant,“ [Online]. Available: <http://fulcrum-bioenergy.com/facilities/>. [Zugriff am 10. 02. 2016].
- [53] D. van Vuuren, J. van Vliet and E. Stehfest, "Future Bio-energy Potential under Various Natural Constraints," *Energy Policy*, vol. 37, pp. 4220-4230, 2009. doi:10.1016/j.enpol.2009.05.029.
- [54] Environmental Protection Agency (EPA), „Municipal Solid Waste Generation, Recycling, and Disposal in the United States: Facts and Figures for 2012,“ Environmental Protection Agency, Washington, DC, USA, 2012.
- [55] U.S. Energy Information Administration (EIA), „How much oil is consumed in the United States?,“ [Online]. Available: <https://www.eia.gov/tools/faqs/faq.cfm?id=33&t=6>. [Zugriff am 10. 02. 2016].
- [56] D. Tilman, R. Socolow, J. Foley, J. Hill, E. Larson, L. Lynd, S. Pacala, J. Reilly, T. Searchinger, C. Somerville und R. Williams, „Beneficial Biofuels - The Food, Energy, and Environment Trilemma,“ *Science*, Bd. 325, pp. 270-271, 2009. doi:10.1126/science.1177970.
- [57] J.-M. Seiler, C. Hohwiller, J. Imbach und J.-F. Luciani, „Technical and economical evaluation of enhanced biomass to liquid fuel processes,“ *Energy*, Bd. 35, pp. 3587-3592, 2010. doi:10.1016/j.energy.2010.04.048.

- [58] F. Albrecht, D. König und R.-U. Dietrich, „Power&Biomass-to-Liquid,“ in *Jahrestreffen der ProcessNet-Fachgruppe Energieverfahrenstechnik*, Frankfurt am Main, DEU, 2016.
- [59] M. Pozzo, A. Lanzini und M. Santarelli, „Enhanced biomass-to-liquid (BTL) conversion process through high temperature co-electrolysis in a solid oxide electrolysis cell (SOEC),“ *Fuel*, Bd. 145, pp. 39-49, 2015. doi:10.1016/j.fuel.2014.12.066.
- [60] K. Laohalidanond, „Theoretische Untersuchung und thermodynamische Modellierungen der Biomassevergasung und der Fischer-Tropsch-Synthese zur Herstellung von Dieselkohlenwasserstoffen aus thailändischen Biomassen,“ Shaker Verlag, Aachen, 2008. ISBN:978-3-8322-7825-0.
- [61] P. Kerdoncuff, „Modellierung und Bewertung von Prozessketten zur Herstellung von Biokraftstoffen der zweiten Generation,“ Universität Karlsruhe, Karlsruhe, 2008.
- [62] A. Jess, P. Kaiser, C. Kern, R. Unde and C. von Olshausen, "Considerations Concerning the Energy Demand and Energy Mix of Global Welfare and Stable Ecosystems," *Chem. Ing. Tech.*, vol. 83, pp. 1777-1791, 2011. doi:10.1002/cite.201100066.
- [63] P. Kaiser, R. Unde, C. Kern und A. Jess, „Production of Liquid Hydrocarbons with CO₂ as Carbon Source based on Reverse Water-Gas Shift and Fischer-Tropsch Synthesis,“ *Chem. Ing. Tech.*, Bd. 85, pp. 489-499, 2013. doi:10.1002/cite.201200179.
- [64] J. Stempien, M. Ni, Q. Sun and S. Chan, "Thermodynamic analysis of combined solid oxide electrolyzer and Fischer-Tropsch processes," *Energy*, vol. 81, pp. 682-690, 2015. doi:10.1016/j.energy.2015.01.013.
- [65] D. König, N. Baucks, G. Kraaij und A. Wörner, „Entwicklung und Bewertung eines Verfahrenskonzeptes zur Herstellung flüssiger Kohlenwasserstoffe unter Nutzung von CO₂,“ *Chem. Ing. Tech.*, Bd. 86, p. 1351, 2014. doi:10.1002/cite.201450066.
- [66] W. Becker, R. Braun, M. Penev and M. Melaina, "Production of Fischer-Tropsch liquid fuels from high temperature solid oxide co-electrolysis units," *Energy*, vol. 47, pp. 99-115, 2012. doi:10.106/j.energy.2012.08.047.
- [67] D. König, R.-U. Dietrich und A. Wörner, „Techno-economic assessment of the production of synthetic jet fuel by electrolysis and Fischer-Tropsch synthesis,“ in *Proceedings: 14th International Symposium on Stability, Handling and Use of Liquid Fuels (IASH)*, Charleston, USA, 2015.
- [68] M. Moser, T. Pregger, S. Simon, D. König, A. Wörner, R.-U. Dietrich, M. Köhler, P. Oßwald, J. Grohman, T. Kathrotia, G. Eckel, D. Schweitzer, N. Armbrust, H. Dieter, G. Scheffknecht, C. Kern, J. Thiessen, A. Jess und M. Aigner, „Synthetische flüssige Kohlenwasserstoffe aus erneuerbaren Energien – Ergebnisse der Helmholtz Energieallianz „SynKWS“,“ *Chem. Ing. Tech.*, 2016. Submitted / under review.
- [69] Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt e.V., Universität Bayreuth und Universität Stuttgart, „Helmholtz Allianzen „Synthetische flüssige Kohlenwasserstoffe - Speicher mit höchster Energiedichte“ Abschlussbericht 2015,“ Helmholtz Gemeinschaft, Bonn, DEU, 2015.

- [70] D. König, M. Freiberg, R.-U. Dietrich and A. Wörner, "Techno-economic study of the storage of fluctuating renewable energy in liquid hydrocarbons," *Fuel*, vol. 159, pp. 289-297, 2015. doi:10.1016/j.fuel.2015.06.085.
- [71] H. Willauer, D. Hardy und F. Williams, „The Feasibility and Current Estimated Capital Cost of Producing Jet Fuel at Sea Using Carbon Dioxide and Hydrogen,“ Naval Research Laboratory, Washington, DC, USA, 2010.
- [72] Climeworks AG, „Capturing CO₂ from air,“ [Online]. Available: <http://www.climeworks.com/home.html>. [Zugriff am 04. 02. 2016].
- [73] T. Kuramochi, A. Ramirez, W. Turkenburg und A. Faaij, „Comparative assessment of CO₂ capture technologies for carbon-intensive industrial processes,“ *Prog. Energy Combust. Sci.*, Bd. 38, pp. 87-112, 2012. doi:10.1016/j.pecs.2011.05.001.
- [74] W. Verdegaal, S. Becker und C. von Olshausen, „Power-to-Liquid: Synthetisches Rohöl aus CO₂, Wasser und Sonne,“ *Chem. Ing. Tech.*, Bd. 87, pp. 340-346, 2015. doi:10.1002/cite.201400098.
- [75] D. König, N. Baucks, R.-U. Dietrich und A. Wörner, „Simulation and evaluation of a process concept for the generation of synthetic fuel from CO₂ and H₂,“ *Energy*, Bd. 91, pp. 833-841, 2015. doi:10.1016/j.energy.2015.08.099.
- [76] A. Tremel, P. Wasserscheid, M. Baldauf und T. Hammer, „Techno-economic analysis for the synthesis of liquid and gaseous fuels based on hydrogen production via electrolysis,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 40, pp. 11457-11464, 2015. doi:10.1016/j.ijhydene.2015.01.097.
- [77] G. Cinti, A. Baldinelli, A. Di Michele und U. Desideri, „Integration of Solid Oxide Electrolyzer and Fischer-Tropsch: A sustainable pathway for synthetic fuel,“ *Appl. Energy*, Bd. 162, pp. 308-320, 2016. doi:10.1016/j.apenergy.2015.10.053.
- [78] K. Müller, J. Geng and W. Arlt, "Reversible vs. Irreversible Conversion of Hydrogen: How to Store Energy Efficiently?," *Energy Technology*, no. 1, pp. 42-47, 2013. doi:10.1002/ente.201200022.
- [79] D. Marxer, P. Furler, J. Scheffe, H. Geerlings, C. Falter, V. Batteiger, A. Sizmann und A. Steinfeld, „Demonstration of the Entire Production Chain to Renewable Kerosene via Solar Thermochemical Splitting of H₂O and CO₂,“ *Energy Fuels*, Bd. 29, p. 3241–3250, 2015. doi:10.1021/acs.energyfuels.5b00351.
- [80] C. Falter, V. Batteiger und A. Sizmann, „Climate Impact and Economic Feasibility of Solar Thermochemical Jet Fuel Production,“ *Environ. Sci. Technol.*, Bd. 50, pp. 470-477, 2016. doi:10.1021/acs.est.5b03515.
- [81] D. Mignard and C. Pritchard, "Processes for the synthesis of liquid fuels from CO₂ and marine energy," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 84, pp. 828-836, 2006. doi:10.1205/cherd.05204.
- [82] X. Sun, M. Chen, S. Jensen, S. Ebbesen, C. Graves und M. Mogensen, „Thermodynamic analysis of synthetic hydrocarbon fuel production in pressurized solid oxide electrolysis cells,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 37, pp. 17101-17110, 2012. doi:10.1016/j.ijhydene.2012.08.125.

-
- [83] I. Ridjan, B. Mathiesen und D. Connolly, „Synthetic fuel production costs by means of solid oxide electrolysis cells,“ *Energy*, Bd. 76, pp. 104-113, 2014. doi:10.1016/j.energy.2014.04.002.
- [84] I. Ridjan, B. Mathiesen, D. Connolly und N. Duic, „The feasibility of synthetic fuels in renewable energy systems,“ *Energy*, Bd. 57, pp. 76-84, 2013. doi:10.1016/j.energy.2013.01.046.
- [85] C. Bergins, K.-C. Tran, E.-I. Koysoumpa, E. Kakaras, T. Buddenberg und O. Sigurbjörnsson, „Power to Methanol Solutions for Flexible and Sustainable Operations in Power and Process Industries,“ in *Power-Gen Europe*, Amsterdam, NDL, 2015.
- [86] A. Varone und M. Ferrari, „Power to liquid and power to gas: An option for the German Energiewende,“ *Renewable Sustainable Energy Rev.*, Bd. 45, pp. 207-218, 2015. doi:10.1016/j.rser.2015.01.049.
- [87] J. Herron, J. Kim, A. Upadhye, G. Huber und C. Maravelias, „A general framework for the assessment of solar fuel technologies,“ *Energy Environ. Sci.*, Bd. 8, pp. 126-157, 2015. doi:10.1039/c4ee01958j.
- [88] S. Saeidi, N. Amin und M. Rahimpour, „Hydrogenation of Co₂ to value-added products - A review and potential future developments,“ *J. CO₂ Util.*, Bd. 5, pp. 66-81, 2014. doi:10.1016/j.jcou.2013.12.005.
- [89] A. Thess, R.-U. Dietrich, A. Wörner, D. H. König und T. Pregger, „Treibstoffe für nachhaltiges Fliegen,“ *Luft- und Raumfahrt*, Bd. 2, pp. 20-23, 2016.
- [90] Aspen Technology Inc., „Aspen Plus V8.2 (28.0.1.26),“ 2013.
- [91] E. Dlugokencky und P. Tans, „Trends in Atmospheric Carbon Dioxide,“ NOAA/ESRL, [Online]. Available: www.esrl.noaa.gov/gmd/ccgg/trends/. [Zugriff am 03. 02. 2016].
- [92] Carbon Dioxide Information Analysis Center, „Carbon Dioxide Information Analysis Center,“ [Online]. Available: <http://cdiac.ornl.gov/>. [Zugriff am 03 02 2016].
- [93] C. Le Quéré, R. Moriarty, R. M. Andrew, et al., „Global Carbon Budget 2015,“ *Earth System Science Data*, pp. 349-396, 2015. doi:10.5194/essd-7-349-2015.
- [94] M. Ali, R. Saidur und M. Hossain, „A review on emission analysis in cement industries,“ *Renewable Sustainable Energy Rev.*, Bd. 15, pp. 2252-2261, 2011. doi:10.1016/j.rser.2011.02.014.
- [95] International Energy Agency (IEA), „Tracking Industrial Energy Efficiency and CO₂ Emissions,“ International Energy Agency, Paris, FRA, 2007.
- [96] T. Brown, A. Gambhir, N. Florin und P. Fennell, „Reducing CO₂ emissions from heavy industry: a review of technologies and considerations for policy makers,“ Imperial College London, London, GBR, 2012.
- [97] H. Lund, „The implementation of renewable energy systems. Lessons learned from the Danish case,“ *Energy*, Bd. 35, pp. 4003-4009, 2010. doi:10.1016/j.energy.2010.01.036.
- [98] O. Edenhofer, R. Pichs-Madruga, Y. Sokona, et al., „Climate Change 2014: Mitigation of Climate Change. Contribution of Working Group III to the Fifth Assessment Report

- of the Intergovernmental Panel on Climate Change,“ Intergovernmental Panel on Climate Change, New York, USA, 2014. ISBN:978-1-107-05821-7.
- [99] Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage, B. Metz, O. Davidson, H. de Coninck, M. Loos and L. Meyer, Eds., New York, USA: Cambridge University Press, 2005. ISBN:978-0-521-86643-9.
- [100] G. Peters und E. Hertwich, „CO₂ Embodied in International Trade with Implications for Global Climate Policy,“ *Environ. Sci. Technol.*, Bd. 42, pp. 1401-1407, 2008. doi:10.1021/es072023k.
- [101] M. Eisaman, K. Parajuly, A. Tuganov, C. Eldershaw, N. Chang und K. Littau, „CO₂ extraction from seawater using bipolar membrane electrodialysis,“ *Energy Environ. Sci.*, Bd. 5, pp. 7346-7352, 2012. doi:10.1039/C2EE03393C.
- [102] UOP Honeywell, *UOP Selexol Technology for Acid Gas Removal*, 2009.
- [103] J. Zhang, *Private Communication: Discussion regarding CO₂ separation processes*, 2016.
- [104] J. Wurzbacher, C. Gebald und A. Steinfeld, „Separation of CO₂ from air by temperature-vacuum swing adsorption using diamine-functionalized silica gel,“ *Energy Environ. Sci.*, Bd. 4, pp. 3584-3592, 2011. doi:10.1039/c1ee01681d.
- [105] T. Somlinka, M. Günther and J. Garcke, "Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien," NOW GmbH, Berlin, DEU, 2010.
- [106] M. Carmo, D. Fritz, J. Mergel und D. Stolten, „A comprehensive review on PEM water electrolysis,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 38, pp. 4901-4934, 2013. doi:10.1016/j.ijhydene.2013.01.151.
- [107] J. Stempien, O. Ding, Q. Sun und S. Chan, „Energy and exergy analysis of Solid Oxide Electrolyser Cell (SOEC) working as a CO₂ mitigation device,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 37, pp. 14518-14527, 2012. doi:10.1016/j.ijhydene.2012.07.065.
- [108] J. Stempien, Q. Sun und S. Chan, „Solid Oxide Electrolyzer Cell Modeling: A Review,“ *J. Power Technol.*, Bd. 93, pp. 216-246, 2013..
- [109] M. Ni, M. Leung und D. Leung, „Technological development of hydrogen production by solid oxide electrolyzer cell (SOEC),“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 33, pp. 2337-2354, 2008. doi:10.1016/j.ijhydene.2008.02.048.
- [110] D. Trimis und S. Anger, „Potenzial der thermisch integrierten Hochtemperaturelektrolyse und Methanisierung für die Energiespeicherung durch Power-to-Gas (PtG),“ *Fachberichte gwf-Gas/Erdgas*, pp. 50-59, 2014.
- [111] M. Laguna-Bercero, „Recent advances in high temperature electrolysis using solid oxide fuel cells: A review,“ *J. Power Sources*, Bd. 203, p. 4–16, 2012. doi:10.1016/j.jpowsour.2011.12.019.
- [112] Sunfire GmbH, „Clean and low-cost hydrogen for industries,“ [Online]. Available:

- <http://www.sunfire.de/en/applications/hydrogen>. [Zugriff am 03. 05. 2016].
- [113] Topsoe Fuell Cell A/S, H2 Logic A/S und RISO DTU Fuell Cells and Solid State Chemistry Div, „planSOEC“, ForskEL2010 Energinet.dk, 2011.
- [114] C. Song, A. Gaffney and K. Fujimoto, Eds., CO2 Conversion and Utilization, vol. 809, Washington D.C.: American Chemical Society, 2002. doi:10.021/bk-2002-0809.
- [115] R. Unde, „Kinetics and reaction engineering aspects of syngas production by the heterogeneously catalysed reverse water gas shift reaction“, University of Bayreuth, Bayreuth, DEU, 2012.
- [116] A. Wolf, A. Jess und C. Kern, „Syngas Production via Reverse Water-Gas Shift Reaction over a Ni-Al2O3 Catalyst: Catalyst Stability, Reaction Kinetics, and Modeling“, *Chem. Eng. Technol.*, 2016. doi:10.1002/ceat.201500548.
- [117] D. Mei, X. Zhu, C. Wu, B. Ashford, P. Williams und X. Tu, „Plasma-photocatalytic conversion of CO2 at low temperatures: Understanding the synergistic effect of plasma-catalysis“, *Appl. Catal., B*, Bd. 182, pp. 525-532, 2016. doi:10.1016/j.apcatb.2015.09.052.
- [118] S. Adelung, R.-U. Dietrich und A. Wörner, „Reverse Wassergas Shift Reaktion und Reformierungsreaktion zur Synthesegasbereitstellung im Power-to-Liquid Prozess“, in *Jahrestreffen der ProcessNet-Fachgruppe Energieverfahrenstechnik*, Frankfurt a. M., 2016.
- [119] A. Melman und N. Woudstra, Hrsg., Solid oxide fuel cell systems study, Apeldoorn: Commission of the European Communities, 1991. ISBN:92-826-1960-5.
- [120] K. Noelker und J. Johanning, „Autothermal reforming: a flexible syngas route with future potential“, in *Nitrogen & Syngas 2010 International Conference*, Manama, BHR, 2010.
- [121] A. Vosloo, „Fischer-Tropsch: a futuristic view“, *Fuel Process. Technol.*, pp. 149-155, 2001. doi:10.1016/S0378-3820(01)00143-6.
- [122] B. Davis, „Fischer-Tropsch synthesis: Overview of reactor development and future potentialities“, *Top. Catal.*, Bd. 32, pp. 143-168, 2005. doi:10.1007/s11244-005-2886-5.
- [123] P. Flory, „Molecular Size Distribution in Linear Condensation Polymers“, *J. Am. Chem. Soc.*, Bd. 58, pp. 1877-1885, 1936. doi:10.1021/ja01301a016.
- [124] G. van der Laan, "Kinetics, Selectivity and Scale Up of the Fischer-Tropsch Synthesis," Groningen, NDL, 1999.
- [125] L.-M. Tau, H. Dabbagh, S. Bao und B. Davis, „Fischer-Tropsch synthesis. Evidence for two chain growth mechanisms“, *Catal. Lett.*, Bd. 7, pp. 127-140, 1990. doi:10.1007/BF00764496.
- [126] E. Kuipers, C. Scheper, J. Wilson, I. Vinkenburg und H. Oosterbeek, „Non-ASF Product Distribution Due to Secondary Reactions during Fischer-Tropsch Synthesis“, *J. Catal.*, Bd. 158, pp. 288-300, 1996. doi:10.1006/jcat.1996.0028.

- [127] B. Davis, „Fischer-Tropsch Synthesis: Comparison of Performances of Iron and Cobalt Catalysts,“ *Ind. Eng. Chem. Res.*, Bd. 46, pp. 8938-8945, 2007. doi:10.1021/ie0712434.
- [128] P. Gibson, „Coal to Liquids at Sasol,“ in *Kentucky Energy Security Summit*, Lexington, USA, 2007.
- [129] D. Leckel, „Upgrading of Fischer-Tropsch Products to Produce Diesel,“ in *Haldor Topsoe Catalysis Forum 2010*, Munkerup, DNK, 2010.
- [130] N. Hooshyar, D. Vervloet, F. Kapteijn, P. Hamersma, R. Mudde und J. van Ommen, „Intensifying the Fischer-Tropsch Synthesis by reactor structuring – A model study,“ *Chem. Eng. J.*, Bde. 1 von 2207-208, pp. 865-870, 2012. doi:10.1016/j.cej.2012.07.105.
- [131] S. Parkash, *Refining Processes Handbook*, Burlington, USA: Elsevier, 2003. ISBN:978-0-7506-7721-9.
- [132] E. Blass, *Entwicklung verfahrenstechnischer Prozesse*, Heidelberg: Springer-Verlag, 1997. ISBN:3-540-61823-6.
- [133] M. Peters, K. Timmerhaus und R. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, New York: McGraw-Hill, 2004. ISBN:007-124044-6.
- [134] R. Smith, *Chemical Process Design and Integration*, West Sussex: John Wiley & Sons Ltd, 2005. ISBN:978-0-471-48681-7.
- [135] S. Towler und R. Sinnott, *Chemical Engineering Design*, Burlington: Elsevier Inc., 2008. ISBN:978-0-7506-8423-1.
- [136] R. Horne, T. Grant und K. Verghese, *Life Cycle Assessment*, Coolingwood, AU: CSIRO Publishing, 2009. ISBN:978-0-643-09920-3.
- [137] P. Saling, „Sozioökonomische Bewertungen mit der Ökoeffizienz-Analyse und SEEbalance® im Rahmen der Gesamtentscheidung über Substitution,“ in *Methoden der sozioökonomischen Analyse und deren praktische Umsetzung unter REACH*, Dortmund, DEU, 2013.
- [138] A. Bejan, G. Tsatsaronis und M. Moran, *Thermal Design & Optimization*, Hoboken, US: John Wiley & Sons, 1996. ISBN:0-471-58467-3.
- [139] B. Linnhoff, „Thermodynamic Analysis in the Design of Process Networks,“ University of Leeds, Leeds, GBR, 1979.
- [140] B. Linnhoff und E. Hindmarsh, „The pinch design method for heat exchanger networks,“ *Chem. Eng. Sci.*, Bd. 38, pp. 745-763, 1983. doi:10.1016/0009-2509(83)80185-7.
- [141] I. Kemp, *Pinch analysis and process integration*, 2 ed., Oxford: Butterworth-Heinemann, 2007. ISBN:978-0-75068-260-2.
- [142] P. Christensen, L. Dysert and et al., "Recommended Practice No. 18R-97: Cost Estimate Classification System - as applied in engineering, procurement, and construction for the process industries," AACE International, Morgantown, 2011.

- [143] H. Lang, „Cost Relationships in Preliminary Cost Estimates,“ *Chem. Eng.*, Bd. 54, p. 117, 1947.
- [144] H. Lang, „Simplified Approach to Preliminary Cost Estimates,“ *Chem. Eng.*, Bd. 55, p. 112, 1948.
- [145] S. Hall, *Rules of Thumb for Chemical Engineers*, Oxford, UK: Butterworth-Heinemann, 2012. ISBN:978-0-12-387785-7.
- [146] Dutch Association of Cost Engineers, *Price Booklet*, Bd. 30, Den Haag: BIM Media, 2014. ISBN: 978-94-62-45051-6.
- [147] Matches, „Matches' Process Equipment Cost Estimates,“ [Online]. Available: <http://www.matche.com/equipcost/Default.html>. [Zugriff am 04. 11. 2015].
- [148] T. Rieckmann, *Kostenschätzung - Kurs-Handbuch*, Frankfurt a. M., DEU: DECHEMA-Forschungsinstitut, 2014.
- [149] M. Freiberg, „Ökonomische Prozessbewertung der Herstellung synthetischer Kohlenwasserstoffe aus regenerativen Quellen,“ Universität Bayreuth, Bayreuth, DEU, 2015.
- [150] C. Ainscough, D. Peterson und E. Miller, „Hydrogen production cost from PEM electrolysis,“ Department of Energy, Washington, DC, USA, 2014.
- [151] A. Buttler, R. Koltun, R. Wolf und H. Spliethoff, „A detailed techno-economic analysis of heat integration in high temperature electrolysis for efficient hydrogen production,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 40, pp. 38-50, 2015. doi:10.1016/j.ijhydene.2014.10.048.
- [152] M. De Saint Jean, P. Baurens, C. Bouallou und K. Couturier, „Economic assessment of a power-to-substitute-natural-gas process including high-temperature steam electrolysis,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 40, pp. 6487-6500, 2015. doi:10.1016/j.ijhydene.2015.03.066.
- [153] M. Woods, P. Capicotto, J. Haslbeck und et al., „Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants,“ National Energy Technology Laboratory, 2007. DOE/NETL-2007/1281.
- [154] K. House, A. Baclig, M. Ranjan, E. van Nierop, J. Wilcox und H. Herzog, „Economic and energetic analysis of capturing CO₂ from ambient air,“ *PNAS*, Bd. 108, pp. 20428-20433, 2011. 10.1073/pnas.1012253108.
- [155] Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt, Ludwig-Bölkow-Systemtechnik GmbH, Fraunhofer ISE und KBB Underground Technologies GmbH, „Studie über die Planung einer Demonstrationsanlage zur Wasserstoff-Kraftstoffgewinnung durch Elektrolyse mit Zwischenspeicherung in Salzkavernen unter Druck,“ Stuttgart, DEU, 2014.
- [156] CEA Liten, „Electrolysis SOFC,“ [Online]. Available: <http://liten.cea.fr/cea-tech/liten/en/>. [Zugriff am 23 04 2016].
- [157] Eurostat, „Preise Elektrizität für Industrieabnehmer, ab 2007 - halbjährliche Daten,“ Eurostat, 2016. Code:nrg_pc_205.
- [158] Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft e.V. (BDEW), „BDEW-

- Strompreisanalyse August 2015 - Haushalte und Industrie,“ Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft e.V. (BDEW), 2015.
- [159] O. Edenhofer, R. Madruga, Y. Sokona, K. Seyboth, P. Matschoss, S. Kadner, T. Zwickel, P. Eickemeier, G. Hansen, S. Schlömer und C. von Stechow, „IPCC Special Report: Renewable Energy Sources and Climate Change Mitigation,“ Cambridge Univeristy Press, New York, USA, 2012. ISBN: 978-1-107-02340-6.
- [160] ENERGINET.DK, „Download of market data - DE European Power Exchange,“ ENERGINET.DK. [Online]. [Zugriff am 12. 04. 2016].
- [161] P. Markussen, J. Austell und C. Hustad, „A CO₂-infrastructure for EOR in the North Sea (CENS): Macroeconomic implications for host countries,“ *Sixth Int. Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*, Bd. 324, 2002.
- [162] BAYERNOIL Raffineriegesellschaft mbH, „BAYERNOIL Herzlich Willkommen,“ [Online]. Available: <http://www.bayernoil.de/Aktuelles.2.0.html>. [Zugriff am 22. 02. 2016].
- [163] Bundesamt für Wirtschaft und Ausfuhrkontrolle, „Amtliche Mineralöldaten der Bundesrepublik Deutschland,“ Bundesamt für Wirtschaft und Ausfuhrkontrolle, Eschborn, DEU, 2014.
- [164] Aspen Technology Inc., Aspen Plus 12.1 Unit Operation Models, Cambridge, USA: Aspen Technology Inc., 2003.
- [165] Aspen Technology Inc., Aspen Plus 12.1 User Guide, Cambridge, USA: Aspen Technology Inc., 2003.
- [166] D. Peng and D. Robinson, "A New Two-constant Equation of State," *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, no. 15, pp. 59-64, 1976. doi:10.1021/i160057a011.
- [167] J. Boston and P. Mathias, "Phase Equilibria in a Third-Generation Process Simulator," *Proceedings of the 2nd International Conference on Phase Equilibria and Fluid Properties in the Chemical Process Industries*, pp. 823-849, March 1980.
- [168] C. Stoots, J. O'Brien, J. Herring und J. Hartvigsen, „Syngas Production via High-Temperature Coelectrolysis of Steam and Carbon Dioxide,“ *J. Fuel Cell Sci. Technol.*, Bd. 6, pp. 011014-011014-12, 2008. doi:10.1115/1.2971061.
- [169] J. Stempien, Q. Sun und S. Chan, „Performance of power generation extension system based on solid-oxide electrolyzer cells under various design conditions,“ *Energy*, Bd. 55, pp. 647-657, 2013. doi:10.1016/j.energy.2013.03.031.
- [170] M. Henke, J. Kallo, K. Friedrich und W. Bessler, „Influence of Pressurisation on SOFC Performance and Durability: A Theoretical Study,“ *Fuel Cells*, Bd. 11, pp. 581-591, 2011. doi:10.1002/fuce.201000098.
- [171] M. Henke, C. Willich, J. Kallo und K. Friedrich, „Theoretical study on pressurized operation of solid oxide electrolysis cells,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 39, pp. 12434-12439, 2014. doi:10.1016/ijhydene.2014.05.185.
- [172] M. Henke, C. Willich, C. Westner, F. Leucht, J. Kallo, W. Bessler und K. Friedrich, „A validated multi-scale model of a SOFC stack at elevated pressure,“ *Fuell Cells*, Bd. 13,

- pp. 773-780, 2013. doi:10.1002/fuce.201300076.
- [173] A. Friedrich, *Private Communication: Discussion regarding reaction pathways in SOECs*, 2015.
- [174] A. Ersoz, H. Olgun, S. Ozdogan, C. Gungor, F. Akgun und M. Tiris, „Autothermal reforming as a hydrocarbon fuel processing option for PEM fuel cell,“ *J. Power Sources*, Bd. 118, pp. 384-392, 2003. doi:10.1016/S0378-7753(03)00104-6.
- [175] Y. Li, Y. Wang, X. Zhang und Z. Mi, „Thermodynamic analysis of autothermal steam and CO₂ reforming of methane,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 33, pp. 2507-2514, 2008. doi: 10.1016/j.ijhydene.2008.02.051.
- [176] Royal Dutch Shell, „Pearl GTL,“ [Online]. Available: <http://www.shell.com/about-us/major-projects/pearl-gtl.html>. [Zugriff am 08. 01. 2016].
- [177] P. Kaiser, F. Pöhlmann and A. Jess, "Intrinsic and effective kinetics of cobalt-catalyzed Fischer-Tropsch synthesis in view of a Power-to-Liquid process based on renewable energy," *Chem. Eng. Technol.*, vol. 37, pp. 964-972, 2014. doi:10.1002/ceat.201300815.
- [178] D. Leckel und M. Liwanga-Ehumbu, „Diesel-selective hydrocracking of an iron-based Fischer-Tropsch wax fraction (C₁₅-C₄₅) using a MoO₃-modified noble metal catalyst,“ *Energy Fuels*, Bd. 20, pp. 2330-2336, 2006. doi:10.1021/ef060319q.
- [179] H. Ahn, M. Luberti, Z. Liu und S. Brandani, „Process simulation of aqueous MEA plants for post-combustion capture from coal-fired power plants,“ *Energy Procedia*, Bd. 37, pp. 1523-1531, 2013. doi:10.1016/j.egypro.2013.06.028.
- [180] C. Hendriks, *Carbon Dioxide Removal from Coal-Fired Power Plants*, Dordrecht: Springer Science+Business, 1994. ISBN:978-94-010-4133-1.
- [181] P. Nag, *Power Plant Engineering*, New Delhi, IND: Tata McGraw-Hill, 2008. ISBN:978-0-07-064815-9.
- [182] L. Neij, „Cost development of future technologies for power generation - A study based on experience curves and complementary bottom-up assessments,“ *Energy Policy*, Bd. 36, pp. 2200-2211, 2008. doi:10.1016/j.enpol.2008.02.029.
- [183] J. Zhang und F. Albrecht, *Private Communication: Discussion on oxyfuel burner costs*, 2016.
- [184] A. Sternberg und A. Bradow, „Power-to-What? - Environmental assessment of energy storage systems,“ *Energy Environ. Sci.*, Bd. 8, pp. 389-400, 2015. doi:10.1039/c4ee03051f.
- [185] A. Sharma, „A comprehensive study of solar power in India and World,“ *Renewable Sustainable Energy Rev.*, Bd. 15, pp. 1767-1776, 2011. doi:10.1016/j.rser.2010.12.017.
- [186] K. Arcuri, „Process for the start-up of a Fischer-Tropsch reactor“. USA Patent US 4626552 A, 1986.
- [187] Y. Scholz, „Renewable energy based electricity supply at low costs: development of the REMix model and application for Europe,“ University of Stuttgart, Stuttgart, DEU, 2012.

- [188] REUK.co.uk, „Burradale Wind Farm Shetland Islands,“ [Online]. Available: <http://www.reuk.co.uk/Burradale-Wind-Farm-Shetland-Islands.htm>. [Zugriff am 22. 04. 2016].
- [189] International Energy Agency, „Technology Roadmap Wind energy,“ International Energy Agency, Paris, FRA, 2013.
- [190] Siemens AG, „SILYZER,“ [Online]. Available: <http://www.industry.siemens.com/topics/global/de/pem-elektrolyseur/silyzer/seiten/silyzer.aspx>. [Zugriff am 13. 05. 2016].
- [191] C. Walter, „PTL und rSOC-Systeme für die Energiespeicherung,“ in *5. Stuttgarter Energiespeichersymposium 2016*, Stuttgart, DEU, 2016.
- [192] P. Schmidt, W. Zittel, W. Weindorf und T. Raksha, „Renewables in Transport 2050,“ Forschungsvereinigung Verbrennungskraftmaschinen e. V., Frankfurt a.M., DEU, 2016.
- [193] International Energy Agency (IEA), „Production Costs of Alternative Transportation Fuels,“ International Energy Agency (IEA), Paris, FRA, 2013.
- [194] U.S. Energy Information Administration (EIA), „Petroleum & other liquids,“ U.S. Energy Information Administration (EIA), [Online]. Available: http://www.eia.gov/dnav/pet/pet_pri_spt_s1_d.htm. [Zugriff am 25. 04. 2016].
- [195] H. Wirth, „Recent Facts about Photovoltaics in Germany,“ Fraunhofer ISE, Freiburg, DEU, 2015.
- [196] Umweltbundesamt, „Nationale Trendtabellen für die deutsche Berichterstattung atmosphärischer Emissionen seit 1990, Emissionsentwicklung 1990 bis 2014,“ Umweltbundesamt, Dessau-Roßlau, DEU, 2016.
- [197] statista, „Fläche der deutschen Bundesländer (in Quadratkilometern) zum 31. Dezember 2014,“ [Online]. Available: <http://de.statista.com/statistik/daten/studie/154868/umfrage/flaechе-der-deutschen-bundeslaender/>. [Zugriff am 30. 04. 2016].
- [198] Statistische Bundesamt, „Dstatis - Statistisches Bundesamt - Energie Erzeugung,“ [Online]. Available: <https://www.destatis.de/DE/ZahlenFakten/Wirtschaftsbereiche/Energie/Erzeugung/Tabellen/Bruttostromerzeugung.html>. [Zugriff am 30 11 2016].
- [199] M. Ni, M. Leung und D. Leung, „A modeling study on concentration overpotential of a reversible solid oxide fuel cell,“ *J. Power Sources*, Bd. 163, pp. 460-466, 2006. doi:10.1016/j.jpowsour.2006.09.024.
- [200] E. Fuller, P. Schettler und J. Giddings, „New method for prediction of binary gas-phase diffusion coefficients,“ *Ind. Eng. Chem.*, Bd. 58, pp. 18-27, 1966. doi:10.1021/ie50677a007.
- [201] M. Ni, „An electrochemical model for syngas production by co-electrolysis of H₂O and CO₂,“ *J. Power Sources*, Bd. 202, pp. 209-216, 2012. doi:10.1016/j.jpowsour.2011.11.080.

- [202] J. Stempien, M. Ni, Q. Sun und S. Chan, „Production of sustainable methane from renewable energy and captured carbon dioxide with the use of solid oxide electrolyzer: A thermodynamic assessment,“ *Energy*, Bd. 82, pp. 714-721, 2015. doi:10.1016/j.energy.2015.01.081.
- [203] M. Henke, *Private Communication: SOEC model discussion*, 2015.
- [204] F. Alenazey, Y. Alyousef, O. Almisned, G. Almutairi, M. Ghouse, D. Montinaro und F. Ghigliazza, „Production of synthesis gas (H₂ and CO) by high-temperature co-electrolysis of H₂O and CO₂,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 40, pp. 10274-10280, 2015. doi:10.1016/j.ijhydene.2015.06.034.
- [205] M. Ni, M. Leung und D. Leung, „Energy and exergy analysis of hydrogen production by solid oxide steam electrolyzer plant,“ *Int. J. Hydrogen Energy*, Bd. 32, pp. 4648-4660, 2007. doi:10.1016/j.ijhydene.2007.08.005.
- [206] D. Mignard, „Correlating the chemical engineering plant cost index with macro-economic indicators,“ *Chem. Eng. Res. Des.*, Bd. 92, pp. 285-294, 2014. doi:10.1016/j.cherd.2013.07.022.
- [207] Deutsche Bundesbank, „Zeitreihe BBEX3.D.USD.EUR.BB.AC.000: Euro-Referenzkurs der EZB / 1 EUR = ... USD / Vereinigte Staaten,“ [Online]. Available: http://www.bundesbank.de/Navigation/DE/Statistiken/Zeitreihen_Datenbanken/ESZB_Zeitreihen/eszb_zeitreihen_node.html. [Zugriff am 25. 09. 2015].
- [208] T. Brown, *Engineering Economics and Economic Design for Process Engineers*, Boca Raton, USA: CRC Press, 2007. ISBN:0-8493-8212-2.
- [209] Chemical Engineering, „Chemical Engineering Plant Cost Index,“ *Chemical Engineering*, p. 72, March 2014.
- [210] Chemical Engineering, „Chemical Engineering Plant Cost Index,“ *Chemical Engineering*, p. 64, January 2015.
- [211] D. Steward, G. Saur, M. Penev und T. Ramsden, „Lifecycle cost analysis of hydrogen versus other technologies for electrical energy storage,“ National Renewable Energy Laboratory, Golden, USA, 2009.
- [212] P. Rao und M. Muller, „Industrial oxygen: its generation and use,“ *ACEEE Summer Study on Energy Efficiency in Industry*, Bd. 6, pp. 124-135, 2007.
- [213] G. Ulrich und P. Vasudevan, „How to estimate utility costs,“ *Chemical Engineering*, pp. 66-69, 2006.
- [214] E. van de Venter, „Sasol Coal-to-Liquids Developments,“ in *Gasification Technologies Council Conference*, San Francisco, USA, 2005.
- [215] O. van Vliet, A. Faaij und W. Turkenburg, „Fischer-Tropsch diesel production in a well-to-wheel perspective: A carbon, energy flow and cost analysis,“ *Energy Conversion Management*, Bd. 50, pp. 855-876, 2009. doi:10.1016/j.enconman.2009.01.008.
- [216] A. Hoek, „The Shell GTL Process,“ in *DGMK-Conference Synthesis Gas Chemistry'*

Dresden, DEU, 2006.

- [217] E. Salehi, W. Nel und S. Save, „Viability of GTL for the North American gas market,“ *Hydrocarbon Processing*, pp. 41-48, 2013.
- [218] Chevron Corporation, *Nigeria Fact Sheet*, Lagos, NGA: Chevron Nigeria Limited, 2014.
- [219] P. Hill, *Fischer-Tropsch Technology*, Middlesex, GBR: BP International Limited, 2013.
- [220] K. Terblanche, „Value Added Synthetic Fluids Key to Moss gas' Success,“ *Oil & Gas Journal*, Bd. 97, pp. 48-52, 1999.
- [221] Sasol, „US Mega Projects,“ [Online]. Available: <http://www.sasol.co.za/innovation/us-mega-projects>. [Zugriff am 18. 05. 2016].
- [222] E. Larson, H. Jin und F. Celik, „Gasification-Based Fuels and Electricity Production from Biomass, without and with Carbon Capture and Storage,“ Princeton University, Princeton, USA, 2005.
- [223] IPCC, „Climate Change 2014: Mitigation of Climate Change. Contribution of Working Group III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change,“ Cambridge University Press, Cambridge, UK, 2014.