

CLIMATE CHANGE

26/2020

Exergie und Wirtschaft

Untersuchung der Transformationspfade von Hauptprozessen in der deutschen Wirtschaft mit dem Ziel der Dekarbonisierung auf der Grundlage von exergetischen Analysen und Untersuchung der Auswirkungen möglicher Veränderungen auf den Schutz der natürlichen Ressourcen und der natürlichen Umwelt

CLIMATE CHANGE 26/2020

Umweltforschungsplan des
Bundesministeriums für Umwelt,
Naturschutz und nukleare Sicherheit

Forschungskennzahl 3716 41 112 0
FB000230

Exergie und Wirtschaft

Untersuchung der Transformationspfade von Hauptprozessen in der deutschen Wirtschaft mit dem Ziel der Dekarbonisierung auf der Grundlage von exergetischen Analysen und Untersuchung der Auswirkungen möglicher Veränderungen auf den Schutz der natürlichen Ressourcen und der natürlichen Umwelt

von

Prof. Dr. Peter Radgen, Matthias Leisin, Roman Flatau
Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung, Universität
Stuttgart

in Zusammenarbeit mit

Dr. Ali Aydemir, Markus Fritz, Lisa Neusel, Dr. Marlene Arens
Fraunhofer Institut für System und Innovationsforschung, Karlsruhe

Im Auftrag des Umweltbundesamtes

Impressum

Herausgeber:

Umweltbundesamt
Wörlitzer Platz 1
06844 Dessau-Roßlau
Tel: +49 340-2103-0
Fax: +49 340-2103-2285
buergerservice@uba.de
Internet: www.umweltbundesamt.de

 /umweltbundesamt.de

 /umweltbundesamt

Durchführung der Studie:

Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung (IER)
Universität Stuttgart
Heßbrühlstr. 49a, 70565 Stuttgart

Fraunhofer-Institut für System- und Innovationsforschung (ISI)
Breslauer Straße 48, 76139 Karlsruhe

Abschlussdatum:

Oktober 2019

Redaktion:

Fachgebiet V 1.2 Strategien und Szenarien zu Klimaschutz und Energie
Dr. Peter Pichl, David Pfeiffer

Publikationen als pdf:

<http://www.umweltbundesamt.de/publikationen>

ISSN 1862-4359

Dessau-Roßlau, August 2020

Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autorinnen und Autoren.

Kurzbeschreibung

Im Rahmen des Projekts „Exergie und Wirtschaft“ werden für ausgewählte energieintensive Industrien (Stahl-, Glas-, Zement- und Papierindustrie, sowie Teile der Chemieindustrie (Olefine und Ammoniak)) mögliche zukünftige Produktionsprozesse definiert und untersucht, die zu einer möglichst vollständigen Dekarbonisierung der Industriebranchen führen. Für eine vergleichende Analyse werden sowohl die gegenwärtig in Deutschland eingesetzten Produktionsprozesse als auch die definierten zukünftigen Prozesse betrachtet. Zur ganzheitlichen Bewertung der einzelnen Produktionsprozesse wird ein indikatorbasierter Ansatz verwendet. Neben energetischen, ökonomischen und ökologischen Indikatoren werden zusätzlich exergetische Indikatoren analysiert und bewertet. Darüber hinaus werden für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse Potenziale für industrielle Symbiosen durch betriebsübergreifende Nutzung anfallender Nebenprodukte untersucht. Hierfür wird ein modellbasierter Ansatz eingesetzt, der auf den exergetischen Indikatoren basiert und Aufwände für den Transport der Nebenprodukte mitberücksichtigt. Abschließend werden basierend auf den in der Studie gewonnen Erkenntnissen Handlungsempfehlungen für eine möglichst effiziente Umstrukturierung bestehender Produktionsprozesse und Standorte abgeleitet.

Abstract

Within the project "Exergy and Economy", possible future production processes are defined and investigated for selected energy-intensive industries (steel, glass, cement and paper industries as well as parts of the chemical industry (olefins and ammonia)), which lead to the most complete decarbonisation possible of the industry sectors. For a comparative analysis, both the production processes currently used in Germany and the defined future processes will be examined. An indicator-based approach is used for the holistic evaluation of the individual production processes. In addition to energetic, economic and ecological indicators, exergetic indicators are analysed and evaluated. In addition, potentials for industrial symbioses through cross-company use of by-products are investigated for the defined future production processes. A model-based approach based on the exergetic indicators is used for this purpose, which also takes into account the costs of transporting the by-products. Finally, recommendations for an efficient restructuring of existing production processes and locations are derived based on the findings of the study.

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis.....	8
Tabellenverzeichnis.....	12
Abkürzungsverzeichnis	17
Symbole und Indizes	18
Kurzfassung	20
Hintergrund und Zielsetzung	20
Vorgehensweise, Daten und Methoden.....	20
Ergebnisse	25
Zusammenfassung Branchenanalyse.....	25
Zusammenfassung Kombinationsformen.....	29
Mehrwert der exergetischen Betrachtung	30
Kernaussagen und Handlungsempfehlungen	32
Handlungsempfehlungen	33
Executive summary	35
Background and objectives.....	35
Procedure, data and methods	35
Summary of industry analysis	40
Summary of combination forms	44
Added value of the exergetic analysis	45
Core statements and recommendations for action	47
Recommendations for action	48
1 Hintergrund der Untersuchung	50
1.1 Zielsetzung	53
1.2 Abgrenzung des Untersuchungsrahmens.....	54
2 Methodik zur Bewertung der Produktionsprozesse	56
2.1 Definition von Bewertungsindikatoren	56
2.2 Abstraktion der Produktionsprozesse	63
3 Bewertung gegenwärtiger und zukünftiger Produktionsprozesse	65
3.1 Daten und Rahmenannahmen.....	65
3.1.1 Definition der zukünftigen Produktionsprozesse.....	65
3.1.2 Definition der zukünftigen Endenergieversorgung.....	66
3.1.3 Basisdatensatz.....	67
3.2 Herstellung von Papier.....	71
3.2.1 Gegenwärtige Produktionsprozesse	71

3.2.2	Zukünftige Produktionsprozesse.....	79
3.2.3	Bewertungsindikatoren.....	82
3.3	Herstellung von Olefinen	91
3.3.1	Gegenwärtige Produktionsprozesse	91
3.3.2	Zukünftige Produktionsprozesse.....	99
3.3.3	Bewertungsindikatoren.....	113
3.4	Herstellung von Ammoniak	120
3.4.1	Gegenwärtige Produktionsprozesse	121
3.4.2	Zukünftige Produktionsprozesse.....	125
3.4.3	Bewertungsindikatoren.....	128
3.5	Herstellung von Stahl.....	137
3.5.1	Gegenwärtige Produktionsprozesse	137
3.5.2	Zukünftige Produktionsprozesse.....	142
3.5.3	Bewertungsindikatoren.....	150
3.6	Herstellung von Zement	155
3.6.1	Gegenwärtige Produktionsprozesse	155
3.6.2	Zukünftige Produktionsprozesse.....	162
3.6.3	Bewertungsindikatoren.....	168
3.7	Herstellung von Glas	176
3.7.1	Gegenwärtige Produktionsprozesse	176
3.7.2	Zukünftige Produktionsprozesse.....	184
3.7.3	Bewertungsindikatoren.....	188
4	Bewertung standörtlicher Kombinationsformen	194
4.1	Identifikation von Nutzungsoptionen.....	194
4.2	Methodik zur exergetischen Bewertung von Kombinationsformen	198
4.2.1	Exergetische Bewertung der Kombinationsformen ohne Transportaufwand.....	198
4.2.2	Exergetische Bewertung der Kombinationsformen inklusive Transportaufwand	199
4.3	Ergebnisse der modellbasierten exergetischen Bewertung	204
4.3.1	Bewertung ohne Transportaufwand.....	204
4.3.2	Bewertung mit Transportaufwand.....	207
5	Abschließende Betrachtung.....	213
5.1	Eignung der definierten Bewertungsindikatoren	213
5.2	Zusammenfassungen für die untersuchten Prozesse.....	217
5.2.1	Papier	217
5.2.2	Olefine	218
5.2.3	Ammoniak	220

5.2.4	Stahl.....	222
5.2.5	Zement	223
5.2.6	Glas.....	225
5.2.7	Branchenübergreifende Darstellung.....	226
5.2.8	Standörtliche Kombinationsformen.....	228
5.3	Mehrwert der exergetischen Betrachtung	230
6	Kernaussagen und Handlungsempfehlungen.....	232
6.1	Kernaussagen.....	232
6.2	Handlungsempfehlungen.....	235
7	Literaturverzeichnis	239
8	Anhang	247
8.1	Methodik.....	247
8.2	Daten und Rahmenannahmen.....	250
8.3	Herstellung von Papier.....	255
8.4	Herstellung von Olefinen	259
8.5	Herstellung von Ammoniak	265
8.6	Herstellung von Stahl.....	268
8.7	Herstellung von Zement	272
8.8	Herstellung von Glas	277

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 0-1:	Systematik zur Definition von Produktionsprozessen in Form von Fließbildern.....	22
Abbildung 0-2:	Übersicht der Vorgehensweise und Methoden in der Studie	24
Figure 0-1:	Systematic definition of production processes in the form of flowcharts	37
Figure 0-2:	Overview of the approach and methods used in the study	39
Abbildung 1-1:	Entwicklung des Primärenergieverbrauchs in Deutschland nach Energieträgern mit politischen Zielen für 2020 und 2050	51
Abbildung 1-2:	Primärenergieverbrauch [PJ] ¹ in Deutschland nach Energieträgern in 2018*	52
Abbildung 1-3:	Endenergieverbrauch in der deutschen Industrie 2017	54
Abbildung 2-1:	Schema einer Aufwand-Nutzen-Exergiebilanz	58
Abbildung 2-2:	Schematisches Beispiel zur Entwicklung der spezifischen Energiekosten für den gegenwärtigen und (möglichen) zukünftigen Produktionsprozess	61
Abbildung 2-3:	Systematik zur Definition von Produktionsprozessen in Form von Fließbildern.....	63
Abbildung 3-1:	Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier.....	76
Abbildung 3-2:	Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier	78
Abbildung 3-3:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier	84
Abbildung 3-4:	Entwicklung des exergetischen Gesamtwirkungsgrads für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier	85
Abbildung 3-5:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier	86
Abbildung 3-6:	Entwicklung der spezifischen CO ₂ -Emissionen für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier	88
Abbildung 3-7:	Entwicklung der spezifischen Energiekosten für den zukünftigen Produktionsprozess sowie die Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses jeweils für die Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier	90
Abbildung 3-8:	Systemgrenze für die Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren	93
Abbildung 3-9:	Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung Olefinen	97
Abbildung 3-10:	Fließbild zur Herstellung von Methanol aus Abfall.....	101
Abbildung 3-11:	Fließbild zur Herstellung von Methanol aus CO ₂ und H ₂ (Methanolsynthese)	103
Abbildung 3-12:	Fließbild zur Herstellung von Olefinen durch MTO	105
Abbildung 3-13:	Fließbild der Elektrolyse	108
Abbildung 3-14:	Systemgrenze für den Produktionsprozess Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO)	109

Abbildung 3-15:	Systemgrenzen für den Produktionsprozess Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO ₂ & H ₂) und Methanol-to-Olefine (MTO)	111
Abbildung 3-16:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung Olefinen	115
Abbildung 3-17:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen aus Abfall.....	116
Abbildung 3-18:	Kostensensitivität Olefine	119
Abbildung 3-19:	Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak mit Dampfreformierung.....	123
Abbildung 3-20:	Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Ammoniak durch Dampfreformierung	125
Abbildung 3-21:	Systemgrenzen für den zukünftigen Produktionsprozess von Ammoniak durch Wasserelektrolyse, Luftzerlegung und konventioneller Ammoniaksynthese	127
Abbildung 3-22:	Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess von Ammoniak durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung	128
Abbildung 3-23:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Ammoniak durch Dampfreformierung	131
Abbildung 3-24:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess von Ammoniak durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung	132
Abbildung 3-25:	Sensitivitätsanalyse der spezifischen Energiekosten im Jahr 2050 für das gegenwärtige (Dampfreformierung) und das zukünftige Herstellungsverfahren	136
Abbildung 3-26:	Systemgrenze für die Herstellung von Walzstahl nach der Primärroute im Basisjahr 2010	139
Abbildung 3-27:	Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz (ohne Berücksichtigung von Wasser) für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Stahl über die Primärroute	142
Abbildung 3-28:	Prozessschema der Direktreduktion mit Erdgas/Syngas	144
Abbildung 3-29:	Prozessschema der Direktreduktion mit Wasserstoff	145
Abbildung 3-30:	Systemgrenze der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl mittels Hochofen und CO ₂ -Abscheidung	146
Abbildung 3-31:	Systemgrenze des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Stahl mittels DRI-Verfahren und Syngas (MIDREX)	148
Abbildung 3-32:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Stahl	151
Abbildung 3-33:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Stahl durch das DRI-Verfahren mit Syngas	151
Abbildung 3-34:	Kostensensitivität Stahl	154
Abbildung 3-35:	Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren	158
Abbildung 3-36:	Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren	160

Abbildung 3-37:	Schematische Darstellung des Full-Oxy-Fuel-Verfahrens zur Klinkerproduktion im Trockenverfahren mit Luftzerlegungsanlage zur Sauerstoffbereitstellung	163
Abbildung 3-38:	Fließbild des definierten möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage	165
Abbildung 3-39:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren	170
Abbildung 3-40:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage	170
Abbildung 3-41:	Sensitivitätsanalyse der spezifischen Energiekosten im Jahr 2050 für das fortgeführte gegenwärtige und das zukünftige Zementherstellungsverfahren (Oxy-Fuel mit Elektrolyse und Methanisierung)	175
Abbildung 3-42:	Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Behälterglas	179
Abbildung 3-43:	Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Behälterglas	183
Abbildung 3-44:	Fließbild des definierten zukünftigen Produktionsprozesses zur Glasherstellung durch elektrisch beheizte Glaswannen	186
Abbildung 3-45:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Behälterglas	189
Abbildung 3-46:	Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Glasherstellung durch elektrisch beheizte Glaswannen	190
Abbildung 3-47:	Sensitivitätsanalyse der spezifischen Energiekosten im Jahr 2050 für das gegenwärtige und das zukünftige Herstellungsverfahren (elektrische Schmelzwanne).....	193
Abbildung 4-1:	Kombinationsformen zur Nutzung von CO ₂ aus Abgasen.....	196
Abbildung 4-2:	Kombinationsformen zur Nutzung überschüssigen Stickstoffs aus Luftzerlegungsanlagen.....	196
Abbildung 4-3:	Kombinationsformen zur Nutzung überschüssigen Sauerstoffes aus der Elektrolyse....	197
Abbildung 4-4:	Exemplarisches Beispiel für die Bewertung einer Kombinationsform ohne Transportaufwand (normiert auf eine Tonne Ammoniak)	199
Abbildung 4-5:	Beispielhafte Darstellung zur Durchführung des Mengenabgleichs für Standorte	201
Abbildung 4-6:	Standörtliche Kombination der Zement- und Ammoniakindustrie	209
Abbildung 4-7:	Standörtliche Kombination der Glas- und Ammoniakindustrie	210
Abbildung 4-8:	Standörtliche Kombination der Zement- und Glasindustrie	211
Abbildung 4-9:	Standörtliche Kombination der Zement- und Glasindustrie	212
Abbildung 8-1:	Berechnung der chemischen Exergie von Methan.....	248
Abbildung 8-2:	Fließbild des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier.....	255
Abbildung 8-3:	Fließbild des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von LWC/HC.....	255
Abbildung 8-4:	Fließbild des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Hygienepapier.....	256

Abbildung 8-5:	Fließbild des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Verpackungspapier	256
Abbildung 8-6:	Systemgrenze für die Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren	259
Abbildung 8-7:	Systemgrenze für den Produktionsprozess Olefine aus Abfall	261
Abbildung 8-8:	Systemgrenzen für den Produktionsprozess Olefine aus CO ₂ & H ₂	263
Abbildung 8-9:	Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak mit integrierter partieller Oxidation	265
Abbildung 8-10:	Systemgrenze des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Stahl mittels Direktreduktion und Wasserstoff	268
Abbildung 8-11:	Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren	272
Abbildung 8-12:	Fließbild des definierten möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel, Elektrolyse und Methanisierung	274
Abbildung 8-13:	Fließbild des definierten möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage	275
Abbildung 8-14:	Fließbild des definierten möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Behälterglas mit Oxy-Fuel-Wanne unter Einsatz von synthetischem Methan	277

Tabellenverzeichnis

Tabelle 0-1:	Zusammenfassung der untersuchten gegenwärtigen Produktionsprozesse	21
Tabelle 0-2:	Übersicht der Bewertungsindikatoren	21
Tabelle 0-3:	Definition der betrachteten möglichen zukünftigen industriellen Produktionsprozesse	23
Tabelle 0-4:	Übersicht der relativen Entwicklung der Indikatoren für die untersuchten Produktionsprozesse	28
Table 0-1:	Summary of the current production processes examined	36
Table 0-2:	Overview of evaluation indicators.....	36
Table 0-3:	Definition of possible future industrial production processes under consideration	38
Table 0-4:	Overview of the relative development of indicators for the production processes investigated	43
Tabelle 1-1:	Zusammenfassung der relevanten BVT-Merkblätter für die Definition charakteristischer gegenwärtiger Produktionsprozesse der ausgewählten Industriebranchen und Produkte	55
Tabelle 2-1:	Übersicht der energetischen Bewertungsindikatoren	57
Tabelle 2-2:	Übersicht der exergetischen Bewertungsindikatoren.....	59
Tabelle 2-3:	Übersicht der ökologischen Bewertungsindikatoren	60
Tabelle 2-4:	Übersicht der wirtschaftlichen Bewertungsindikatoren	60
Tabelle 2-5:	Übersicht der Bewertungsindikatoren	62
Tabelle 2-6:	Generische Sachbilanz eines Produktionsprozesses	64
Tabelle 3-1:	Definition der betrachteten möglichen zukünftigen industriellen Produktionsprozesse	66
Tabelle 3-2:	Produktionsmenge, Endenergieverbrauch und CO ₂ -Emissionen der deutschen Papierindustrie im Jahr 2010	71
Tabelle 3-3:	Charakteristische Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier in Europa	72
Tabelle 3-4:	Gegenwärtige Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier	74
Tabelle 3-5:	Zuordnung der relevanten Abschnitte des BVT-Merkblatts zu den Teilsystemen der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur altpapierverarbeitenden Papierproduktion im Basisjahr 2010	77
Tabelle 3-6:	Spezifischer Stromverbrauch sowie Wärmebedarf für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier	78
Tabelle 3-7:	Angenommene Temperaturen für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier	79
Tabelle 3-8:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier	83
Tabelle 3-9:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier	83
Tabelle 3-10:	Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier	84

Tabelle 3-11:	Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Papier aus Altpapier	87
Tabelle 3-12:	Zusammenfassung der Energiekosten für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier	89
Tabelle 3-13:	Energiebedarf der chemischen Industrie in Deutschland im Jahr 2010.....	91
Tabelle 3-14:	Anteil der einzelnen Erzeugnisse in % aus Naphtha.....	94
Tabelle 3-15:	Energieverbrauch der Teilsysteme für die Herstellung von Olefinen	95
Tabelle 3-16:	Temperatur und Druck der energiebezogenen In- und Outputströme der Olefinherstellung für das Basisjahr 2010.....	98
Tabelle 3-17:	Spezifischer Energiebedarf der Olefinherstellung für das Basisjahr 2010	98
Tabelle 3-18:	Sachbilanz des Waste to Methanol (WTM Prozess).....	102
Tabelle 3-19:	Sachbilanz des CO ₂ und H ₂ zu Methanol Prozess (aus Pérez-Fortes et al. (2016)).....	104
Tabelle 3-20:	Energiebilanz des CO ₂ und H ₂ zu Methanol Prozess.....	104
Tabelle 3-21:	Sachbilanz des MTO Prozess (aus Johansson (2013)).....	106
Tabelle 3-22:	Quellen für Sachbilanzen für Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO)	112
Tabelle 3-23:	Quellen für Sachbilanzen für Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO ₂ & H ₂) und Methanol-to-Olefine (MTO)	113
Tabelle 3-24:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen	113
Tabelle 3-25:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen	114
Tabelle 3-26:	Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen	114
Tabelle 3-27:	Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen	116
Tabelle 3-28:	Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen	117
Tabelle 3-29:	Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für die zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen	117
Tabelle 3-30:	Zusammenfassung der Energiekosten für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess (Dampfpaltverfahren) zur Herstellung von Olefinen	118
Tabelle 3-31:	Zusammenfassung der Energiekosten für die zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen.....	118
Tabelle 3-32:	Energiebedarf der chemischen Industrie in Deutschland im Jahr 2010.....	120
Tabelle 3-33:	Produktionsmenge und Endenergieverbrauch der deutschen chemischen Industrie für die Herstellung von Olefinen und Ammoniak in 2010.....	121
Tabelle 3-34:	Angenommene Temperaturen für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak	125

Tabelle 3-35:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak.....	129
Tabelle 3-36:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung Ammoniak	130
Tabelle 3-37:	Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak.....	131
Tabelle 3-38:	Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak.....	132
Tabelle 3-39:	Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak.....	133
Tabelle 3-40:	Energiekosten der gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak.....	133
Tabelle 3-41:	Zusammenfassung der Energiekosten für die gegenwärtigen und definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak.....	134
Tabelle 3-42:	Produktionsmenge und Primärenergieverbrauch der deutschen Stahlindustrie in 2010	137
Tabelle 3-43:	Zuordnung der verwendeten Literatur zur Definition der Sachbilanzen für die möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl im DRI-Verfahren	149
Tabelle 3-44:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl.....	150
Tabelle 3-45:	Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl.....	152
Tabelle 3-46:	Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl.....	152
Tabelle 3-47:	Zusammenfassung der spezifischen Energiekosten für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl.....	153
Tabelle 3-48:	Produktionsmenge und Primärenergieverbrauch der deutschen Zementindustrie in 2010	155
Tabelle 3-49:	Spezifischer Endenergieverbrauch (spezifischer Stromverbrauch sowie spezifischer Brennstoffeinsatz) für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren.....	160
Tabelle 3-50:	Angenommene Temperaturen für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren.....	161
Tabelle 3-51:	Angenommene Prozessparameter für den zukünftigen Produktionsprozess mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren	167
Tabelle 3-52:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren	169
Tabelle 3-53:	Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren	171

Tabelle 3-54:	Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren	172
Tabelle 3-55:	Zusammenfassung der Energiekosten für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren ...	174
Tabelle 3-56:	Branchenaufteilung Glasindustrie	176
Tabelle 3-57:	Verteilung der Glasschmelzwannen für Behälterglas in Deutschland (Stand 2015, aus OGIS GmbH)	178
Tabelle 3-58:	Aufteilung des gesamten Energieeinsatzes auf die einzelnen Prozessschritte der Glasherstellung nach Scalet et al. (2013) / BREF GLS	180
Tabelle 3-59:	Anteile einzelner Stoffe im Glas	181
Tabelle 3-60:	Zusammensetzung der Rohstoffe bei der Herstellung von Behälterglas	182
Tabelle 3-61:	Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten Produktionsprozesse zur Herstellung von Glas	188
Tabelle 3-62:	Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung Behälterglas.....	190
Tabelle 3-63:	Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Behälterglas	191
Tabelle 3-64:	Zusammenfassung der Energiekosten für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse von Behältergas	192
Tabelle 4-1:	Mögliche Abwärmeströme zur Fernwärmenutzung mit zugehörigen Temperaturen der zukünftigen Produktionsprozesse	195
Tabelle 4-2:	Produktionsmengen der verschiedenen Branchen für das Jahr 2010, sowie die prognostizierte Produktionsmenge für das Jahr 2050 auf Basis der kumulierten Wachstumsraten	200
Tabelle 4-3:	Nutzenmatrix und exergetische Bewertung für die stoffliche Nutzung von CO ₂ (ohne Berücksichtigung von Transportverlusten).....	205
Tabelle 4-4:	Nutzenmatrix und exergetische Bewertung für die stoffliche Nutzung von O ₂ (ohne Berücksichtigung von Transportverlusten).....	206
Tabelle 4-5:	Nutzenmatrix und exergetische Bewertung für die stoffliche Nutzung von N ₂ (ohne Berücksichtigung von Transportverlusten).....	207
Tabelle 4-6:	Ergebnisse für Bewertung mit Transportaufwand	208
Tabelle 5-1:	Vor- und Nachteile der energetischen Bewertungsindikatoren.....	213
Tabelle 5-2:	Vor- und Nachteile der exergetischen Bewertungsindikatoren	214
Tabelle 5-3:	Vor- und Nachteile der ökologischen Bewertungsindikatoren	215
Tabelle 5-4:	Vor- und Nachteile der ökonomischen Bewertungsindikatoren.....	216
Tabelle 5-5:	Übersicht der relativen Entwicklung der Indikatoren für die untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse im Vergleich zum gegenwärtigen Verfahren	227
Tabelle 8-1:	Chemische Exergie ausgewählter Stoffe	249
Tabelle 8-2:	Primärenergiefaktoren der Energieträger.....	250

Tabelle 8-3:	Heizwerte und chemische Exergie der Energieträger	251
Tabelle 8-4:	Energieträgerspezifische Emissionsfaktoren in CO ₂ und CO ₂ -Äquivalent	252
Tabelle 8-5:	Energieträgerpreise (inkl. Steuern und Abgaben ohne Mehrwertsteuer) in EUR/GJ (und EUR-ct/kWh) sowie CO ₂ -Zertifikatspreis in EUR/t CO ₂	253
Tabelle 8-6:	Verbrennungsanalyse der Energieträger	254
Tabelle 8-7:	Massenbilanz [kg/t _{Papier}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier	257
Tabelle 8-8:	Massenbilanz [kg/t _{Papier}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier	258
Tabelle 8-9:	Massenbilanz für das Dampfspaltverfahren für das Basisjahr 2010 [t/t _{Ethylen}]	260
Tabelle 8-10:	Massenbilanz für den (möglichen zukünftigen) Prozess Olefine aus Abfall [kg/t _{Ethylen}] ..	262
Tabelle 8-11:	Massenbilanz für den (möglichen zukünftigen) Prozess Olefine aus CO ₂ und H ₂ [kg/t _{Ethylen}]	264
Tabelle 8-12:	Massenbilanz [kg/t _{Ammoniak}] der gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak	266
Tabelle 8-13:	Massenbilanz [kg/t _{Ammoniak}] des definierten zukünftigen Produktionsprozesses von Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	267
Tabelle 8-14:	Massenbilanz [kg/t _{Stahl}] des Produktionsprozess integriertes Hüttenwerk zur Herstellung von Stahl	269
Tabelle 8-15:	Massenbilanz [kg/t _{Stahl}] der zukünftigen DRI-Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl	270
Tabelle 8-16:	Massenbilanz [kg/t _{Stahl}] des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses integriertes Hüttenwerk mit CCU zur Herstellung von Stahl	271
Tabelle 8-17:	Massenbilanz [kg/t _{Zement}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement	273
Tabelle 8-18:	Massenbilanz [kg/t _{Zement}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement	276
Tabelle 8-19:	Massenbilanz [kg/t _{Glas}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Glas	278
Tabelle 8-20:	Massenbilanz [kg/t _{Glas}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Glas	279

Abkürzungsverzeichnis

AGEB	Arbeitsgemeinschaft Energiebilanzen
BVT	Beste verfügbare Technologie
CCS	Carbon capture and storage
CCU	Carbon capture and utilization
div.	Diverse
DRI	Direct reduced iron
EEV	Endenergieverbrauch
El.	Elektrisch
ET	Energieträger
Exerg.	Exergetisch
HT-WP	Hochtemperaturwärmepumpe
HVC	High value chemicals
Int.	Integriert
KWK	Kraft-Wärme-Kopplung
LUVO	Luftvorwärmung
LZA	Luftzerlegungsanlage
MTO	Methanol-to-Olefin
NAPE	Nationaler Aktionsplan Energieeffizienz
PEF	Primärenergiefaktor
RdF	Refused derveded fuel
Reg.	Regenerativ
Spez.	Spezifisch
Syngas	Synthetisches Methan
THG/THGE	Treibhausgas/Treibhausgasemissionen
WTM	Waste-to-Methanol

Symbole und Indizes

Symbol	Einheit	Bedeutung
A_{st} bis G_{st}	-	Stoffspezifische Konstanten
$\dot{E}$	kW	Exergiestrom
$\dot{Q}$	kW	Wärmestrom
$\dot{W}$	kW	Arbeit
m_{Abgas}	kg _{Abgas} /kg _{Brennstoff}	Spezifischer Abgasmassenstrom
m_{Asche}	kg _{Asche} /kg _{Brennstoff}	Spezifischer Aschemassenstrom
$m_{L,st\ddot{o}}$	kg _{Luft} /kg _{Brennstoff}	Stöchiometrischer Luftbedarf
m_{Luft}	kg _{Luft} /kg _{Brennstoff}	Spezifischer Verbrennungsluftbedarf
η_c	%	Carnot-Wirkungsgrad
CO_2	Kg	Kohlenstoffdioxid
h	kJ/kg	Spezifische Enthalpie
ρ	kg/m ³	Dichte
σ	-	Stromkennzahl
E	GJ bzw. PJ	Energiebedarf
EEV	GJ/t	Spezifischer Endenergieverbrauch
EnK	EUR	Energiekosten
EnV	GJ bzw. PJ	Energieverbrauch
H	GJ/t	Heizwert
P	EUR/GJ bzw. EUR/kWh	Energieträgerpreis
PEV	GJ/t	Spezifischer Primärenergieverbrauch
SEC	GJ/t	Spezifischer Energiebedarf
T	°C bzw. K	Temperatur
THG	t CO ₂ -Äq.	Treibhausgasemissionen
ef	t CO ₂ -Äq./GJ	Emissionsfaktor
m	T	Massenstrom
p	kPa	Druck
s	kJ/(kg*K)	Spezifische Entropie
ε	%	Verlustgrad
η	%	Wirkungsgrad
ϕ	-	Dimensionsloser Qualitätsfaktor

Indizes	Bedeutung
<i>CO₂</i>	Kohlenstoffdioxid
<i>Opt.</i>	Optimal
<i>THG</i>	Treibhausgas
<i>Use</i>	Nutzen
<i>CH</i>	Chemisch
<i>D</i>	Vernichtung
<i>Ges</i>	Gesamt
<i>IN</i>	Eintritt
<i>KIN</i>	Kinetisch
<i>L</i>	Äußere Verluste
<i>Luft</i>	Luft
<i>PHY</i>	Physikalisch
<i>POT</i>	Potenziell
<i>Q</i>	Wärme
<i>S</i>	Stoffstrom
<i>U</i>	Umgebung
<i>W</i>	Arbeit
<i>eb</i>	Energiebedingt
<i>i</i>	Generisch
<i>j</i>	Generisch
<i>pb</i>	Prozessbedingt
<i>u</i>	Umgebungszustand

Kurzfassung

Hintergrund und Zielsetzung

Um die langfristigen nationalen und internationalen Klimaschutzziele zu erreichen, ist eine Halbierung der weltweiten Treibhausgasemissionen bis zur Mitte dieses Jahrhunderts notwendig (bezogen auf die Emissionswerte des Jahres 1990). Die Bundesrepublik Deutschland hat sich aufgrund der historischen Verantwortung und seiner wirtschaftlichen Leistungsfähigkeit auf eine Emissionsminderung bis 2050 um 80 bis 95% gegenüber 1990 festgelegt. Mit den internationalen Beschlüssen zum Klimaschutz von Paris im Jahr 2016 wird das Ambitionsniveau in Bezug auf den Klimaschutz gesteigert und die Notwendigkeit einer weitgehenden Dekarbonisierung der Gesellschaft auch völkerrechtlich zwingend erforderlich.

Die Studie *Treibhausgasneutrales Deutschland im Jahr 2050* (Umweltbundesamt 2014b) hat aufgezeigt, dass die ambitionierten Klimaschutzziele im Industriesektor technisch erreichbar sind und eine treibhausgasneutrale Gesellschaft für das Industrieland Deutschland möglich ist. Vor diesem Hintergrund verfolgt die vorliegende Studie zwei Hauptziele.

Erstes Ziel der Studie ist es ausgewählte Produktionsprozesse¹ aus ganzheitlicher Sicht zu betrachten und einen Überblick für Maßnahmen im Sinne einer effizienten Umstrukturierung zu gewinnen. Für gegenwärtige Produktionsprozesse¹ zur Herstellung bestimmter Güter erfolgt ein Vergleich mit möglichen zukünftigen Produktionsprozessen auf Basis diverser Indikatoren (energetisch, exergetisch, ökonomisch, ökologisch). Ferner werden die Ergebnisse der Untersuchung zur Identifikation und Bewertung neuer, energetisch sowie exergetisch effizienter, standörtlicher Kombinationen von unterschiedlichen Produktionsprozessen genutzt.

Das **zweite Ziel** der Studie besteht darin zu analysieren, welchen Mehrwert die exergetische Bewertung bei der Beurteilung möglicher zukünftiger Produktionsprozesse für die deutsche Industrie hat. Bisherige Untersuchungen im Kontext Dekarbonisierung der Industrie fokussieren ausschließlich die energetische Betrachtungsweise, da diese die relevanten Informationen für unternehmerische Investitionsentscheidungen im Bereich der Energieeffizienz liefern. Dabei wird jedoch nur die Quantität eines Energiestroms betrachtet und nicht dessen Qualität (in Form der physikalischen Arbeitsfähigkeit). Durch die Berücksichtigung der Exergie ist dies prinzipiell möglich. Daher werden exergetische Bewertungsindikatoren definiert und auf die (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse angewendet. Auf Basis der Ergebnisse wird analysiert, welchen Mehrwert die Anwendung der Indikatoren liefert.

Vorgehensweise, Daten und Methoden

Die in dieser Studie angewendete Vorgehensweise lässt sich in fünf Schritte zusammenfassen, die im Folgenden erläutert werden. Im ersten Schritt wurde der Untersuchungsraum abgegrenzt (vgl. Abschnitt 1.2). Dies bezieht sich auf die Auswahl der zu untersuchenden (gegenwärtigen) Produktionsprozesse im verarbeitenden Gewerbe. Die Auswahl der jeweiligen Produktionsprozesse einer Branche erfolgte in Abstimmung mit dem Umweltbundesamt. Die im Rahmen dieser Arbeit betrachteten Produktionsprozesse sind in der Tabelle 0-1 zusammengefasst.

¹ Produktionsprozesse – Definition und Erläuterung: In dieser Studie werden ausgewählte Produktionsprozesse, die zur Herstellung bestimmter Güter/Produkte in Deutschland eingesetzt werden, untersucht. Ein Produktionsprozess bezeichnet dabei eine Abfolge von Produktionsschritten zur Herstellung von Gütern (bspw. Stahl, Papier, oder Glas).

Tabelle 0-1: Zusammenfassung der untersuchten gegenwärtigen Produktionsprozesse

Industrie/ Branche	Produkt	Produktionsprozess
Papier	Papier (div.)	Altpapierverarbeitende Papierherstellung
Chemie	Olefine	Herstellung in Dampfspaltöfen
Chemie	Ammoniak	Synthesegasherstellung & NH ₃ -Synthese
Stahl	Stahl	Primärroute (Int. Hüttenwerke)
Zement	Zement	Herstellung im Trockenverfahren
Glas	Behälterglas	Herstellung in stirnseitig befeuerten Glaswannen (U-Flamme mit reg. LUFO)

Im zweiten Schritt wurde eine Methode für die Bewertung von Produktionsprozessen in dieser Studie ausgearbeitet (vgl. Kapitel 2). Hierfür wurden zunächst Bewertungsindikatoren definiert, die für die zu untersuchenden Produktionsprozesse ermittelt werden sollen (vgl. Abschnitt 2.1). Diese können grundsätzlich vier Gruppen zugeordnet werden; energetische, exergetische, ökologische und ökonomische Indikatoren. Eine Übersicht der Indikatoren ist in Tabelle 0-2 gegeben.

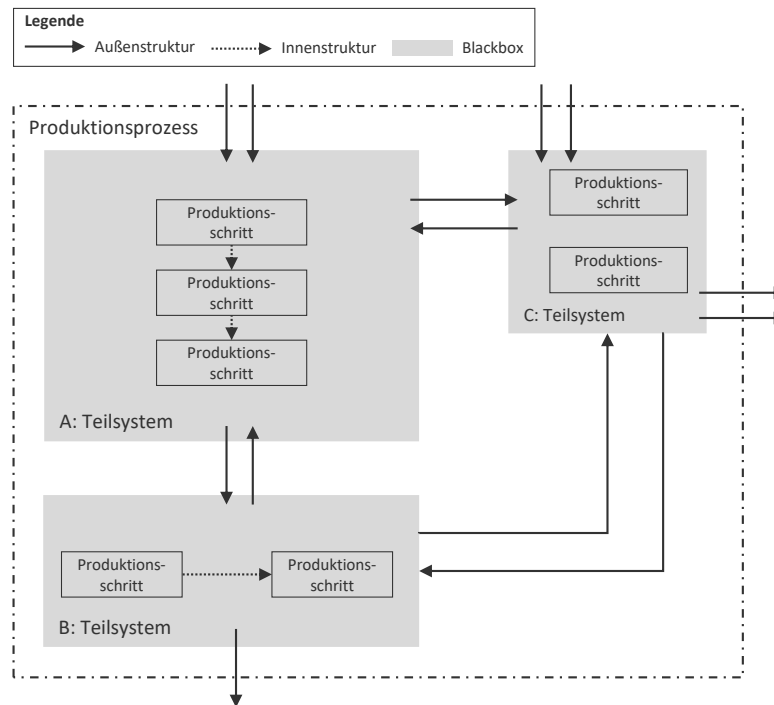
Tabelle 0-2: Übersicht der Bewertungsindikatoren

	Indikator	Symbol	Einheit	Beschreibung
Energie	Spezifischer Primärenergieverbrauch	PEV	[GJ/t]	Spezifischer Primärenergieverbrauch der Prozesse pro Tonne Produkt.
	Spezifischer Endenergieverbrauch	EEV	[GJ/t]	Spezifischer Endenergieverbrauch der Prozesse pro Tonne Produkt.
Exergie	Exergetischer Wirkungsgrad	η_{IN}	[%]	In der Literatur häufig als exergetische Effizienz eines Prozesses bezeichnet, da austretende Exergieströme in Nutz-exergie und äußere Verluste unterteilt werden.
	Äußerer Verlustgrad	ε_L	[%]	Identifikation der in den Nebenprodukten enthaltenen Verluste.
	Innerer Verlustgrad	ε_D	[%]	Identifikation der im Inneren des Bilanzraumes auftretenden dissipativen Verluste.
Ökologie	Spezifische Treibhausgasemissionen	e_{THG}	[kg CO ₂ -Äq./t]	Erfassung der produktspezifischen energie- und prozessbedingten Treibhausgasemissionen (Äquivalente).
	Spezifische CO ₂ -Emissionen	e_{CO_2}	[kg CO ₂ /t]	Erfassung der produktspezifischen energie- und prozessbedingten CO ₂ -Emissionen.
Ökonomie	Spezifische Energiekosten 2050	EnK_i	[EUR (€)/t]	Vergleich der spezifischen Energiekosten für gegenwärtige und zukünftige Produktionsprozesse für den Zeitpunkt 2050.

Zudem wurde im zweiten Schritt eine Vorgehensweise ausgearbeitet, mit der die Indikatoren für die Produktionsprozesse ermittelt werden können. Hierfür werden die zu untersuchenden Produktionsprozesse zunächst abstrahiert (vgl. Abschnitt 2.2). Ein Produktionsprozess bezeichnet dabei eine Abfolge von Produktionsschritten zur Herstellung von Gütern (bspw. Stahl oder Papier). So wird ein Produktionsprozess aus einer Anordnung von Produktionsschritten sowie unterschiedlichen Flüssen er-

stellt. Dies mündet letztlich in Fließbildern, die ein- und austretende Stoffströme für die Produktionsprozesse darstellen (vgl. generisches Fließbild in Abbildung 0-1). Für diese Fließbilder werden dann sogenannte Sachbilanzen (alternativ Input/Output-Bilanzen) erstellt, die die Menge der ein- und austretenden Stoffströme quantifizieren. Auf Basis dieser Sachbilanzen lassen sich die Indikatoren für den zu untersuchenden Produktionsprozesse schließlich berechnen.

Abbildung 0-1: Systematik zur Definition von Produktionsprozessen in Form von Fließbildern



Quelle: eigene Abbildung, basierend auf (Dyckhoff und Spengler 2010)

Im dritten Schritt wurde die Methodik zur Bewertung von Produktionsprozessen angewendet (vgl. Kapitel 3). Hierfür wurden zunächst mögliche Produktionsprozesse definiert, die die zu untersuchenden (gegenwärtigen) Produktionsprozesse in Zukunft substituieren könnten (vgl. Abschnitt 3.1). **Gegenwärtige Produktionsprozesse** bezeichnen dabei Produktionsprozesse, die gegenwärtig zur Herstellung bestimmter Güter eingesetzt werden (Basisjahr: 2010). Dabei ist darauf hinzuweisen, dass diese Abstraktion immer nur eine mögliche (gegenwärtig plausible) Abbildung der Produktionsprozesse darstellt. Mögliche **zukünftige Produktionsprozesse** bezeichnen Produktionsprozesse, die möglicherweise im Jahr 2050 zur Herstellung bestimmter Güter eingesetzt werden könnten und somit die gegenwärtigen Produktionsprozesse ersetzen könnten. Die Auswahl dieser Prozesse erfolgte in Abstimmung mit dem Umweltbundesamt. Die je Branche gewählten Produktionsprozesse sind in Tabelle 0-3 dargestellt.

Tabelle 0-3: Definition der betrachteten möglichen zukünftigen industriellen Produktionsprozesse

Industrie (Produkt)	Mögliche zukünftige Produktionsprozesse 2050	Abkürzung des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses
Papier (div. Papier-sorten)	1. Papierherstellung unter Einsatz innovativer Trocknungsprozesse und einer Hochtemperaturwärmepumpe (HT-WP)	1. Papier mit innovativen Trocknungsprozessen und HT-WP
Chemie (Olefine)	1. Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO ₂ & H ₂) und Methanol-to-Olefine (MTO) 2. Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO)	1. Olefine aus CO ₂ & H ₂ 2. Olefine aus Abfall
Chemie (Ammoniak)	1. Ammoniakherstellung mit Wasserelektrolyse, Luftzerlegung & Haber-Bosch-Verfahren	1. Ammoniak durch Elektrolyse und LZA
Stahl	1. Stahlherstellung mit Direct-Reduced-Iron(DRI)-Verfahren und Wasserstoff 2. Stahlherstellung mit DRI-Verfahren und Synthesegas (Syngas) 3. Stahlherstellung mit Hochofen und CCU	1. Stahl mit DRI (H ₂) 2. Stahl mit DRI (Syngas) 3. Stahl mit Hochofen und CCU
Zement	1. Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage 2. Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel, Elektrolyse und Methanisierung	1. Zement mit Oxy-Fuel & LZA 2. Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse
Glas (Behälterglas)	1. Glasherstellung durch elektrisch beheizte Glaswannen 2. Glasherstellung durch den Einsatz einer Oxyfuel-Wanne und synthetischem Methan	1. Glas mit Elektrowanne 2. Glas mit Oxy-Fuel und Syngas

Darauf aufbauend wurden im dritten Schritt die Fließbilder und Sachbilanzen für die zu untersuchenden gegenwärtigen Produktionsprozesse und möglichen zukünftigen Produktionsprozesse erstellt (vgl. Abschnitt 3.2 ff.). Für die gegenwärtigen Produktionsprozesse wurden die hierfür notwendigen Informationen primär aus den BVT-Merkblättern für die jeweiligen Branchen bezogen. Für die mögli-

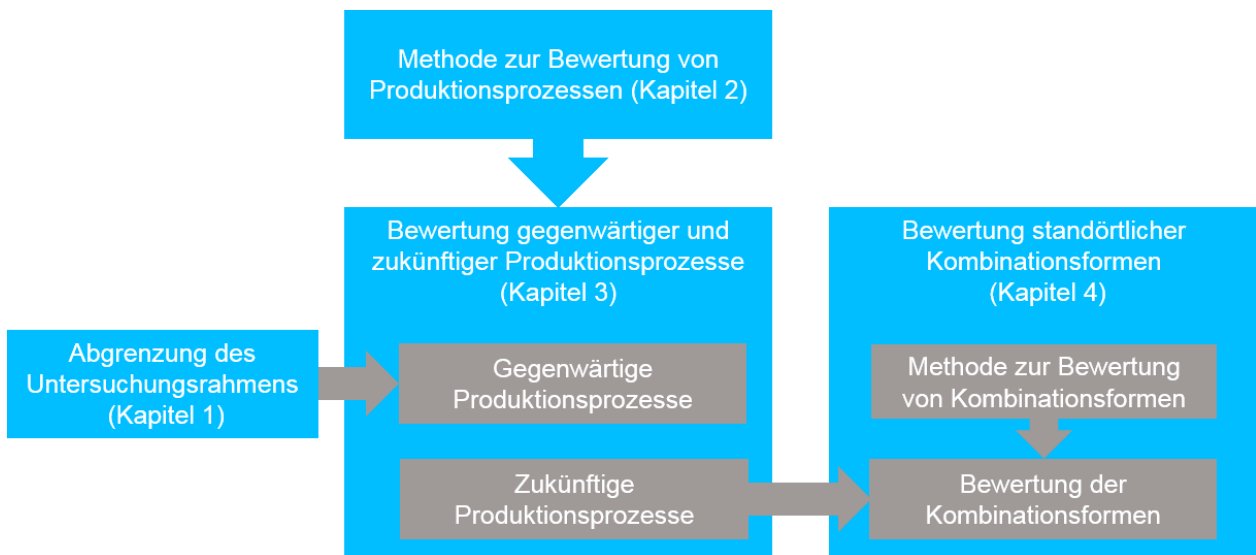
chen zukünftigen Produktionsprozesse wurden Informationen aus wissenschaftlichen Fachzeitschriften bezogen. Auf Basis der Fließbilder und Sachbilanzen wurden schließlich die Bewertungsindikatoren für alle untersuchten Produktionsprozesse ermittelt und je Branche tabellarisch dargestellt.

Im vierten Schritt wurden Potenziale für industrielle Symbiose für die untersuchten möglichen zukünftigen Produktionsprozesse bewertet. Die industrielle Symbiose beschreibt eine für alle Beteiligten vorteilhafte Beziehung zwischen zwei oder mehreren unterschiedlichen Produktionsprozessen. In der Studie wurde eine solche Kombination mehrerer zukünftiger Produktionsprozesse als Kombinationsform bezeichnet. Grundsätzlich geht es dabei darum zu bewerten, wie sinnvoll ein Transport von Stoffströmen zwischen den untersuchten Produktionsprozessen sein könnte. Ein Beispiel ist die Nutzung des CO₂ des Produktionsprozesses „Stahl mit Hochofen und CCU“ für die Herstellung von Olefinen. Diese Bewertung basiert zwecks Konsistenz grundsätzlich auf den definierten exergetischen Indikatoren. Für die Bewertung wurde eine entsprechende Methodik entwickelt. Für die Anwendung der Methode wurden grundsätzlich zunächst Nutzungsoptionen identifiziert. Darauf aufbauend wurden die Nutzungsoptionen einmal mit und einmal ohne Berücksichtigung von Aufwänden für den überbetrieblichen Stofftransport bewertet.

Zu betonen ist, dass es sich bei der durchgeführten Studie nicht um eine Szenario-Analyse handelt. Es sollen demnach keine möglichen Zusammenhänge zwischen den unterschiedlichen betrachteten Branchen anhand einer möglichen Projektion samt Produktionsmengen via bestimmten Verfahrensrouten dargestellt werden, sondern ein Technologievergleich anhand der Wirkungsabschätzung einer zukünftig veränderten Prozessführung herausgearbeitet werden.

Eine abschließende Übersicht der in dieser Studie angewendeten Vorgehensweise samt Methoden gibt Abbildung 0-2.

Abbildung 0-2: Übersicht der Vorgehensweise und Methoden in der Studie



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Ergebnisse

Die Ergebnisse werden im Folgenden zunächst differenziert nach Branchen zusammenfassend dargestellt. Zudem erfolgt eine tabellarische, branchenübergreifende Zusammenfassung der Ergebnisse. Des Weiteren erfolgt eine kurze Zusammenfassung der Ergebnisse für die untersuchten standörtlichen Kombinationsformen. Diese beiden Abschnitte arbeiten somit dem ersten Ziel der Studie zu: Es werden Informationen für eine effiziente Umstrukturierung der betrachteten Produktionsprozesse geliefert. Abschließend wird der Mehrwert der exergetischen Betrachtung in dieser Studie herausgearbeitet. Dieser Abschnitt arbeitet somit dem zweiten Ziel dieser Studie zu.

Zusammenfassung Branchenanalyse

Aus den ermittelten Indikatoren für die gegenwärtigen und möglichen zukünftigen Produktionsprozesse lässt sich zusammenfassend schlussfolgern, dass die Ergebnisse mal mehr und mal weniger eindeutig im Hinblick auf eine mögliche Effizienzsteigerung und Dekarbonisierung der Industrie interpretiert werden können. Im Folgenden werden die untersuchten Prozesse je Branche kurz eingeführt und es werden die Kernaspekte der Ergebnisse zusammenfassen erläutert.

Papierherstellung

Eine Dekarbonisierung des gegenwärtigen Produktionsprozesses von Papier wird innerhalb dieser Studie durch eine mögliche zukünftige Produktionsroute dargestellt. Im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess liegt der hauptsächliche Unterschied reduzierten benötigten Wärmeverbrauch in der Trockenpartie der Papiermaschine durch den **Einsatz innovativer Trocknungsprozesse** und der zusätzlichen Bereitstellung der Prozesswärme durch eine **Wärmepumpe**.

Im Bereich Papierherstellung können mit den untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen die energetische und exergetische Effizienz gesteigert werden. Treibhausgasemissionen werden vollständig vermieden und die spezifischen Energiekosten bleiben auf einem vergleichbaren Niveau.

Olefinherstellung

Für die Herstellung von Olefinen wurden zwei mögliche zukünftige Produktionsprozesse betrachtet. Im Gegensatz zum gegenwärtigen Produktionsprozess unterscheiden sich diese vor allem in der Herstellung des Methanols, worauf im Folgenden eingegangen wird.

Im ersten untersuchten Produktionsprozess (**Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO), abgekürzt Olefine aus Abfall**) wird Abfall als Rohstoff zur Herstellung des Methanols verwendet. Hierfür wird Abfall vergast und anschließend wird das erhaltene Synthesegas zur Herstellung von Methanol eingesetzt (Methanolsynthese).

Im zweiten untersuchten Produktionsprozess (**Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO₂ & H₂) und Methanol-to-Olefine (MTO), abgekürzt Olefine aus CO₂ & H₂**) wird Methanol durch die Synthese von Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) hergestellt. Hierfür muss das notwendige CO₂ mit Hilfe von CO₂-Abscheidungsverfahren bereitgestellt werden. Zudem wird Wasserstoff mittels Elektrolyse erzeugt und mit CO₂ zu Methanol synthetisiert.

Bei beiden untersuchten Produktionsprozessen wird das hergestellte Methanol anschließend im sogenannten MTO-Verfahren zu Olefinen verarbeitet. Hierbei wird das Methanol in einen Fließbettreaktor eingeleitet und reagiert über einen Katalysator. Abschließend werden die leichten Olefine wie beim gegenwärtigen Dampfspaltverfahren fraktioniert.

Im Bereich Olefine kann die Effizienz mit keinem der beiden untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse gesteigert werden. Eines der beiden untersuchten Verfahren stellt jedoch eine CO₂-Senke dar

(Olefine aus CO_2 & H_2) und bietet somit im Hinblick auf die Dekarbonisierung der Industrie große Chancen. Jedoch betragen die Energiekosten dieses Prozesses etwa das dreifache, verglichen mit der Fortführung des gegenwärtigen Prozesses. Der zweite untersuchte Produktionsprozess ist zwar deutlich günstiger, jedoch wurden keine Kosten für den dort eingesetzten Rohstoff (Abfall) bilanziert, da diesbezüglich keine robusten Annahmen vorhanden waren. Zudem emittiert dieser Prozess weiterhin Treibhausgasemission und lediglich ein Einsatz von biogenen Einsatzstoffen könnte in einer bilanziellen Treibhausgasneutralität münden.

Ammoniakherstellung

In dieser Studie wird die Dekarbonisierung der gegenwärtigen Produktionsrouten von Ammoniak durch Dampfreformierung bzw. partieller Oxidation durch den Einsatz einer **Wasserelektrolyse und einer Luftzerlegung** dargestellt und untersucht. Somit wird angenommen, dass die Ammoniaksynthese im definierten zukünftigen Produktionsprozess nach wie vor durch das Haber-Bosch-Verfahren hergestellt wird, das hierfür benötigte Synthesegas allerdings in Folge einer Prozessumstellung elektrisch auf Basis nicht-fossiler Energieträger und Rohstoffe erzeugt wird.

Im Bereich Ammoniak können die bei den beiden gegenwärtigen Produktionsprozessen durch Dampfreformierung bzw. partieller Oxidation anfallenden energie- und prozessbedingten CO_2 -Emissionen durch den untersuchten zukünftigen Produktionsprozess mittels Wasserelektrolyse und Luftzerlegung vollständig vermieden werden. Im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess durch Dampfreformierung bleibt die exergetische Effizienz allerdings auf einem ähnlichen Niveau und die spezifischen Energiekosten steigen ungefähr um den Faktor zwei. Im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess mittels partieller Oxidation kann der exergetische Wirkungsgrad um ca. 15 Prozentpunkte verbessert und die spezifischen Energiekosten um ca. 22% reduziert werden.

Stahlherstellung

Bei den drei betrachteten möglichen zukünftigen Produktionsverfahren wird unterschieden in zwei DRI-Verfahren und ein Verfahren über das integrierte Hüttenwerk mit Hochofen und geplanter CCU.

Im ersten untersuchten Produktionsprozess (**Stahlherstellung mit Hochofen und CCU**) wird der bestehende Produktionsprozess geringfügig verändert, jedoch in weiten Teilen erhalten. Es erfolgt eine Integration eines Topgas-Recycling-Hochofen. In diesem wird das vorhandene Hüttengas abgeschieden und nach weiterer Behandlung ist ein reiner CO_2 -Strom vorhanden.

Im zweiten und dritten untersuchten Produktionsprozess erfolgt die Stahlherstellung durch Direktreduktion. Hierbei wird an Stelle von Koks Synthetisches Gas (**Stahlherstellung mit DRI-Verfahren und Synthesegas**) oder Wasserstoff (**Stahlherstellung mit DRI-Verfahren und Wasserstoff**) als Reduktionsmittel verwendet.

Im Bereich Stahlherstellung können mittels der untersuchten DRI-Routen sowohl die Effizienz erhöht als auch weitestgehend Treibhausgasemissionen reduziert werden. Jedoch steigen dadurch die Energiekosten besonders stark (Verdopplung im Vergleich zur Fortführung des gegenwärtigen Prozesses bspw. beim Prozess Stahl mit DRI (H_2)).

Zementherstellung

Für die Zementherstellung wurden zwei mögliche zukünftige Produktionsprozesse betrachtet. Bei beiden betrachteten zukünftigen Prozessen für die Herstellung von Zement wird das Oxy-Fuel-Verfahren eingesetzt.

Im ersten untersuchten Produktionsprozess (**Zementherstellung mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage**) wird der Sauerstoff für den Drehrohrofen durch eine Luftzerlegungsanlage (LZA) bereitgestellt.

Im zweiten untersuchten Produktionsprozess (**Zementherstellung mit Oxy-Fuel, Elektrolyse und Methanisierung**) wird eine Elektrolyse zur Sauerstoffbereitstellung genutzt. Dabei werden der bei der Elektrolyse anfallende Wasserstoff sowie das mittels Oxy-Fuel abgeschiedene CO₂ durch Methanisierung zur Herstellung von synthetischem Methan genutzt (Power-to-Methan). Dieses wird wiederum als Energieträger im Prozess weiterverwendet.

Im Bereich Zement können die energiebedingten Treibhausgasemissionen bei beiden untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen eliminiert werden; entweder durch den Bezug von synthetischem Methan, welches durch bilanzielle Betrachtung des Ökosystems neutral gewertet wird, oder durch Herstellung von synthetischem Methan am Standort mit erneuerbaren Energien. Es fallen jedoch für beide zukünftige Produktionsprozesse weiterhin relevante Mengen prozessbedingter Treibhausgasemissionen durch den eingesetzten Kalkstein an. Der Produktionsprozess von Zement mit Oxy-Fuel & LZA ist ähnlich effizient wie der gegenwärtige. Der Prozess Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse ist ineffizienter im Vergleich zum gegenwärtigen Verfahren, was in erster Linie auf die Elektrolyse zurückzuführen ist. Hierbei ist jedoch anzumerken, dass der Aufwand für die Herstellung des synthetischen Methans beim Prozess Zement mit Oxy-Fuel & LZA nicht mitbilanziert wurde. Beide Verfahren weisen zudem deutlich höhere Energiekosten, verglichen mit der Fortschreibung des gegenwärtigen Verfahrens aus.

Glaserherstellung

Eine Dekarbonisierung des gegenwärtigen Produktionsprozesses von Behälterglas wird innerhalb dieser Studie durch zwei mögliche zukünftige Produktionsrouten abgebildet. Beide zielen dabei auf eine Prozessumstellung des energieintensivsten Produktionsschrittes ab.

Zum einen wird die Herstellung von Behälterglas durch **Schmelzen in elektrisch betriebenen Schmelzwannen** betrachtet. Gleichzeitig wird auch in den übrigen Produktionsschritten wie der Formgebung nur der Energieträger Strom eingesetzt.

Zum anderen wird der Herstellungsprozess von Behälterglas durch den Einsatz von **Oxy-Fuel-Wannen und von synthetischem Methan** untersucht. Hierbei besteht das Oxidationsmittel zur Bereitstellung der Schmelzenergie aus reinem Sauerstoff, welcher zuvor durch eine kryogene Luftzerlegung erzeugt wird.

Im Bereich Glaserherstellung kann mit beiden untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen die energetische und exergetische Effizienz gesteigert werden. Durch beide Verfahren können Treibhausgasemissionen nahezu vollständig eliminiert werden, aufgrund der prozessbedingten allerdings nicht vollständig. Die spezifischen Energiekosten steigen leicht bzw. bleiben auf einem vergleichbaren Niveau.

Überblick

Einen Überblick über das Verhältnis der untersuchten Indikatoren für die gegenwärtigen Produktionsprozesse im Vergleich zu den möglichen zukünftigen Produktionsprozessen gibt Tabelle 0-4.

Tabelle 0-4: Übersicht der relativen Entwicklung der Indikatoren für die untersuchten Produktionsprozesse

Produkt	Vergleich des gegenwärtigen zu den untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen	Relative Entwicklung der Indikatoren *			
		End-energie	Exergie	CO ₂	Energiekosten
Papier	Schreib- und Druckpapier	+	+	+	o
	LWC/HC	+	o	+	o
	Hygienepapier	+	+	+	o
	Verpackungspapier	+	+	+	o
Olefine	Olefine aus Abfall	o	o	-	+
	Olefine aus CO ₂ & H ₂	-	-	+	-
Ammoniak	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA zu Dampfpreformierung	o	o	+	-
	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA zu partielle Oxidation	+	+	+	o
Stahl	Stahl mit DRI (H ₂)	o	+	+	-
	Stahl mit DRI (Syngas)	+	+	+	-
	Stahl mit Hochofen und CCU	o	+	o	o
Zement	Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse	-	-	o	-
	Zement mit Oxy-Fuel (Syngas) & LZA	o	o	o	-
Glas	Glas mit Elektrowanne	+	+	o	o
	Glas mit Oxy-Fuel (Syngas) & LZA	+	+	o	-

* Wert ab wann + / o / -		+	-	o
	Endenergie	- 10 %	+ 10 %	-10% < x < +10%
	Exergetischer Wirkungsgrad	+ 10 %	- 10%	-10% < x < +10%
	CO ₂	- 95 %	+ 95 %	-95% < x < +95%
	Kosten	- 30 %	+ 30%	-30% < x < +30%

Zusammenfassung Kombinationsformen

Für die Betrachtung der industriellen Symbiose wurden in dieser Studie insbesondere stoffliche Nutzungsoptionen untersucht. Hierfür wurden Optionen identifiziert, die in drei stoffliche Gruppen eingeteilt werden können. Diese sind die betriebsübergreifende Nutzung von N_2 , O_2 sowie CO_2 . Dies kann entsprechend in drei technologische Gruppen differenziert werden.

- ▶ Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von CO_2 behandelt letztlich die Nutzung von CO_2 -reichen Abgasen für den Einsatz bei der Olefinproduktion. Der stoffliche Wert des CO_2 -Stoffstromes (in Form eines exergetischen Wertes) wird somit dem Aufwand zum Transport des CO_2 gegenübergestellt.
- ▶ Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von N_2 behandelt letztlich die Nutzung von überschüssigem Stickstoff aus Luftzerlegungsanlagen, die im Rahmen von Oxy-Fuel-Anwendungen eingesetzt werden. Für die Oxy-Fuel-Verbrennung ist nur der Sauerstoff notwendig und der überschüssige Stickstoff kann somit in der Ammoniakindustrie eingesetzt werden.
- ▶ Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von O_2 behandelt letztlich die Nutzung von überschüssigem Sauerstoff aus Produktionsprozessen, bei denen eine Elektrolyse eingesetzt wird. Die Elektrolyse wird in erster Linie zur Herstellung von Wasserstoff eingesetzt, der überschüssige Sauerstoff kann dann bspw. bei Oxy-Fuel-Anwendungen eingesetzt werden. Die Konsequenz ist, dass eine Luftzerlegungsanlage gespart wird.

Aus den drei Gruppen resultieren letztlich 4 Kombinationsformen (d.h. 4 Kombinationen möglicher zukünftiger Produktionsprozesse), für die Nachbarschaften mit leichten exergetischen Verbesserungen identifiziert werden. Insgesamt deutet dies darauf hin, dass aus exergetischer Sicht Verbesserungen durch industrielle Symbiose eher dann erzielt werden, wenn die Lage der Industriestandorte hin zu kürzeren Distanzen zueinander verändert wird. Für die einzelnen Gruppen lassen sich weiterhin folgende Quintessenzen ableiten.

Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von CO_2 : Für diese Option wurde eine Kombinationsform mit einer Nachbarschaft identifiziert, die zu einem leichten exergetischen Mehrwert führt. Daraus lässt sich aus exergetischer Sicht interpretieren, dass der notwendige Transportaufwand dem stofflichen Wert des möglicherweise zu nutzenden CO_2 entgegensteht. Die überbetriebliche Nutzung des CO_2 führt also eher nicht zu mehr Effizienz im Gesamtsystem der Industrie, sondern eher zu weniger Treibhausgasemissionen im Gesamtsystem. Diese überbetriebliche Maßnahme wäre also eher als Umweltschutz- und weniger als Effizienzmaßnahme aufzufassen.

Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von N_2 : Für diese Gruppe wurden zwei Kombinationsformen mit sieben Nachbarschaften identifiziert, die zu einem höheren exergetischen Wirkungsgrad führen. 5 der Nachbarschaften waren auf eine Kombination zwischen Zement- und Ammoniakindustrie zurückzuführen. In dieser Konstellation wird in der Zementindustrie das Oxy-Fuel-Verfahren mit Luftzerlegungsanlage eingesetzt und in der Ammoniakindustrie der Prozess Ammoniak durch Elektrolyse. Beides sind Verfahren, die durchaus auch in anderen Studien im Rahmen von Dekarbonisierungspfaden intensiv diskutiert werden. Falls diese Pfade eingeschlagen werden und die örtlichen Gegebenheiten geeignet sind, dann erscheint die kombinierte Nutzung der Luftzerlegungsanlage für diese beiden Prozesse aussichtsreich. Die beiden anderen identifizierten Nachbarschaften beziehen sich auf die Nutzung von einer Glaswanne mit Oxy-Fuel-Verfahren, deren Sauerstoffbedarf durch eine Luftzerlegungsanlage gedeckt wird. Der überschüssige Stickstoff kann dann in der Ammoniakproduktion eingesetzt werden. Dies setzt jedoch voraus, dass die Glaswanne weiterhin mit einem Brennstoff, also nicht mit elektrischem Strom betrieben wird. Vor dem Hintergrund der Dekarbonisierung der Industrie wird jedoch auch die elektrisch betriebene Glaswanne als aussichtsreiche Alternative diskutiert. Die vorliegende Kombinationsform könnte also nur dann konsistent im Rahmen der Dekarbonisierung eingesetzt werden, wenn im vorliegenden konkreten Fall keine elektrisch betriebene Wanne für die

Glasherstellung eingesetzt wird und der eingesetzte Brennstoff treibhausgasneutral bewertet werden kann (bspw. synthetisches Methan).

Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von O₂: Hier wurde eine Kombinationsform identifiziert, mit 9 Nachbarschaften, für die eine marginale Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades identifiziert werden konnte. Bei den Fällen handelt es sich letztlich um Zementwerke, die mittels Elektrolyse und Methanisierung intern ein synthetisches Methan erzeugen, dass dann wiederum im Drehrohrofen eingesetzt wird. Der aus der Elektrolyse überschüssige Sauerstoff wird in dem Kontext bei der Glasherstellung mittels Oxy-Fuel-Verfahren eingesetzt. Prinzipiell fallen jedoch weiterhin prozessbedingte Treibhausgasemissionen an. Diese könnten auch in synthetischem Methan umgesetzt werden. Die Methanmenge wäre dann jedoch größer als vom Zementwerk benötigt und müsste somit auch überbetrieblich verwendet werden. Vor dem Hintergrund der Dekarbonisierung der Industrie stellen sich für diese Kombinationsform folgende Fragen: Handelt es sich bei dem betrachteten Zementwerk noch um ein reines Zementwerk, oder vielmehr um ein Produktionswerk, indem Medien (synthetisches Methan, Sauerstoff) und Zement hergestellt werden können? Schließlich könnte das synthetische Methan ebenfalls bei der Glasherstellung eingesetzt werden. Dies würde die Rolle der Zementwerke im verarbeitenden Gewerbe maßgeblich ändern. Inwieweit daher solche Kombinationsformen realistisch sein könnten gilt es in weiteren, tieferen Untersuchungen gemeinsam mit den Stakeholdern zu evaluieren.

Mehrwert der exergetischen Betrachtung

In der vorliegenden Studie wurden ausgewählte Produktionsprozesse der energieintensiven Industrie (Stahl-, Glas-, Zement-, Papier- und Chemieindustrie) im Hinblick auf mögliche zukünftige Dekarbonisierungsoptionen bewertet. Die Studie erhebt dabei keinen Anspruch auf Vollständigkeit im Hinblick auf die untersuchten technologischen Optionen. Im Vergleich zu vorangegangenen Studien im Themenkontext „Dekarbonisierung der energieintensiven Industrie“ liegt der Mehrwert dieser Studie in der zusätzlichen Betrachtung der exergetischen Effizienz der gegenwärtigen und möglichen zukünftigen Produktionsprozesse; in vorangegangenen Studien wurden in dem Themenkontext üblicherweise nur energetische, ökologische und ökonomische Indikatoren betrachtet. Diese zusätzliche Betrachtung hat sich an mehreren Stellen als besonders hilfreich erwiesen. Darauf wird im Folgenden eingegangen.

Bewertung standörtlicher Kombinationsformen

Im Bereich der energetischen Indikatoren wird für die Bewertung der Energieeffizienz von energieintensiven Produktionsprozessrouten üblicherweise der spezifische Energieeinsatz (engl. *Specific Energy Consumption*, SEC) als Indikator verwendet; hierbei wird im Prinzip der Energiebedarf des Prozesses pro Tonne hergestelltes Produkt dargestellt. Werden mehrere Standorte kombiniert, dann müsste der Energiebedarf auf mehrere unterschiedliche Produkte bezogen werden, eine Vergleichbarkeit unterschiedlicher Standortkombinationsformen im Hinblick auf die Effizienz gestaltet sich daher schwierig. Mit der exergetischen Bewertung gestaltet sich dies deutlich transparenter und handhabbarer, denn es müssen lediglich die exergetischen Wirkungsgrade der Kombinationsformen verglichen werden. Es steht also ein normiertes Maß für einen Effizienzvergleich zwischen den Kombinationsformen zur Verfügung. Zudem lassen sich die Transportverluste der Kombinationsformen konsequent einbeziehen. So gibt es bspw. Kombinationsformen, die zwar ohne Überbrückung von Entfernungen exergetisch sinnvoll erscheinen, jedoch bei entsprechender exergetischer Bilanzierung von zu überbrückenden Entfernungen keinen Effizienzvorteil mehr haben, verglichen zu einer isolierten Betrachtung der Standorte. Solche Kombinationsformen können zügig aussortiert werden.

Identifikation möglicherweise nützlicher Abfallstoffe

In dieser Studie wurden bei der energetischen und stofflichen Bewertung sowohl stoffliche als auch energetische Ströme mitberücksichtigt. Diese Vorgehensweise hat den Vorteil, dass Abfallstoffe nicht nur identifiziert werden, sondern dass auch deren Wert in Form des „Exergiegehaltes“ quantifiziert wird. Dies gilt sowohl für energetische nutzbare Abfallströme (bspw. Abwärme aus heißen Rauchgasen) und stoffliche Abfallströme (heiße Schlacken, usw.). Im konkreten Fall hilft diese Betrachtung ungenutzte Effizienzpotenziale zu identifizieren und mögliche Verbesserungen anzustoßen. Dies ist eine Anwendung, die insbesondere auf Ebene einzelner Standorte besonderen Wert entfalten könnte. Es können somit unter Umständen zusätzliche Potenziale im Bereich Materialeffizienz und Energieeffizienz identifiziert werden.

Integrierte Betrachtung von Stoff- und Energieflüssen

Insbesondere bei der Bewertung von Produktionsprozessen mit einer stofflichen Nutzung von exergetisch hochwertigen Rohstoffen hilft die exergetische Betrachtung. So wird bspw. bei der gegenwärtigen Herstellung von Olefinen Erdgas und Naphta eingesetzt, welches sowohl energetisch, jedoch zu überwiegendem Teil auch stofflich genutzt wird. Ein in dieser Studie untersuchter möglicher zukünftiger Produktionsprozess für die Olefinherstellung verwendet hingegen Elektrizität, um Wasserstoff herzustellen, der wiederum stofflich genutzt wird. Wir nun angenommen, dass es sich bei der eingesetzten Elektrizität um eine energetische Nutzung handelt und wird dieser Wert mit dem ausschließlich energetischen Einsatz von Erdgas und Naphta des gegenwärtigen Prozesses verglichen, dann erscheint der zukünftige Prozess deutlich energieintensiver. Wird bei dem Vergleich mit dem gegenwärtigen Prozess jedoch zudem auch der Energiegehalt des stofflich genutzten Naphtas und Erdgases mit einbezogen, weisen beide Prozesse im Hinblick auf den Energieverbrauch ein ähnliches Niveau auf. Diese Betrachtung wäre plausibel, da der Elektrizitätseinsatz für den zukünftigen Prozess das Ziel hat, einen Rohstoff für die stoffliche Nutzung herzustellen (Wasserstoff). Der Vorteil der exergetischen Bewertung (wie sie in dieser Studie durchgeführt worden ist) ist nun, dass diese Plausibilitätsabwägungen gar nicht erst durchgeführt werden müssen. Bei der Bewertung werden eingesetzte Rohstoffe (insbesondere exergetisch hochwertige) konsequent und umfassend mit einbezogen. In dem vorangegangenen Beispiel führt dies direkt dazu, dass der exergetische Wirkungsgrad der zwei verglichenen Prozesse für die Olefinherstellung auf ähnlichem Niveau ist. Es ist also direkt zu erkennen, dass die Prozesse im Prinzip ähnlich effizient sind.

Der Mehrwert der Exergieanalyse, der sich vor allem durch die integrierte Betrachtung von Stoff- und Energieflüssen ergibt, wird hierdurch besonders deutlich.

Kernaussagen und Handlungsempfehlungen

Abschließend werden die umfangreichen und detaillierten Ergebnisse der Studie in einen größeren Kontext eingeordnet und auf wesentliche, branchenübergreifende Kernbotschaften verdichtet. Die in der Studie erarbeiteten Ergebnisse werden nachfolgend in Form von Kernaussagen zusammengefasst. Anhand der entwickelten Kernaussagen können Handlungsempfehlungen abgeleitet werden, welche zur Förderung bzw. Umsetzung von Dekarbonisierungsmaßnahmen beitragen können.

Kernaussage 1: Elektrifizierung

Die Elektrifizierung von Prozessen zur Herstellung von Produkten mit hohem Energiebedarf führt typischerweise zu einer Verbesserung der Energieeffizienz und der exergetischen Effizienz der Prozesse. Durch die parallele Dekarbonisierung der Elektrizitätserzeugung geht mit der Elektrifizierung der Prozesse eine deutliche Reduktion der Treibhausgasemissionen einher. Aufgrund der gegenwärtigen und projizierten Kostenstrukturen der Energieträger führt der Energieträgerwechsel für die Produktionsprozesse trotz Effizienzgewinnen zu einem absoluten Anstieg der Energiekosten. Wird eine Elektrifizierung der Prozesse angestrebt, so sind die Auswirkungen der staatlich beeinflussten Energiekostenanteile in Hinblick auf die zukünftigen Investitionsentscheidungen der Anlagenbetreiber zu berücksichtigen.

Kernaussage 2: Komplexität der Dekarbonisierung von Produktionsprozessen

Die Dekarbonisierung eines bestehenden Produktionsprozesses ist in vielen Fällen mit einer (nahezu) vollständigen Disruption der eingesetzten Verfahren und Aggregate verbunden. Zur Vermeidung von energie- und prozessbedingten Emissionen kommen alternative Technologien und Anlagen zum Einsatz, sodass sich der Aufbau und die Infrastruktur eines produzierenden Standortes signifikant verändern kann. Eine Elektrifizierung des bestehenden Produktionsprozesses hat bspw. Auswirkungen auf eingesetzten Strommengen zur Herstellung des Produktes, wodurch die Infrastruktur zum Bezug und zur Verteilung des Stromes angepasst werden müssen. Ein weiteres Beispiel ist der Einsatz von alternativen Rohstoffen wie Biogas oder abgeschiedenem CO₂ zur direkten Weiterverarbeitung (CCU). Hierfür müssten die benötigten Mengen dauerhaft und sicher zur Verfügung gestellt werden. Generell lässt sich sagen, dass die Dekarbonisierung eines bestehenden Produktionsprozesses zu einem signifikanten und komplexen Wandel eines Standortes führt.

Kernaussage 3: Standörtliche Kombinationsformen

Produktionsprozesse benötigen stets verschiedene Rohstoffe und Energiemengen und Qualitäten für die Herstellung des gewünschten Zielproduktes. Aufgrund von Ineffizienzen, unvollständigen Umsätzen und ungewünschten Nebenreaktionen entstehen neben dem gewünschten Produkt weitere Nebenprodukte oder nicht nutzbare Energieströme. Durch eine Symbiose verschiedener Produktionsprozesse kann die Nutzung von Nebenprodukten und Abwärmeströmen im jeweils anderen Prozess erfolgen. Die Effizienzsteigerung durch Kopplung von Teilprozessen, wie sie z.B. in der Kraft-Wärme-Kopplung oder Chemie-parks seit langem etabliert ist, kann wesentliche Beiträge zur Optimierung liefern, erfordert aber eine herausfordernde Abstimmung zwischen den einzelnen Akteuren, da die vielfältigen Aspekte solcher Verknüpfungen in rechtlicher, wirtschaftlicher, ökologischer und zeitlicher Hinsicht koordiniert werden müssen und signifikante Transaktionskosten zu berücksichtigen sind. Im Idealfall entstehen Öko-Industrie-Parks, welche die gewünschten Güter emissions-, abfall- und abwasserfrei produzieren.

Handlungsempfehlungen

Elektrifizierung

Eine Elektrifizierung der gegenwärtigen, meist mit fossilen Energieträgern betriebenen Produktionsprozesse führt in vielen Fällen zu einer grundlegenden Umstrukturierung des Standortes und zum Einsatz neuer und nicht vertrauter Technologien. Um diese Veränderungen ohne Produktionseinbußen in den Betrieb zu implementieren, muss eine adäquate Kompetenz und ein grundlegendes Verständnis der alternativen Produktionsprozesse aufgebaut werden. Daraus leiten sich folgende drei Handlungsempfehlungen ab.

- ▶ Es wird empfohlen unternehmensübergreifende und branchenspezifische Reallabore zu gründen, in welchen der Einsatz der elektrischen und innovativen Produktionsprozesse getestet werden. Dabei sollen vor allem Probleme und Herausforderungen bei der damit verbundenen Umstellung des Produktionsprozesses thematisiert werden. Dieser Wissensaufbau sollte in das verarbeitende Gewerbe hineingetragen werden.
- ▶ Zudem wird empfohlen regelmäßige Tagungen und Konferenzen im Themenkontext Elektrifizierung und Dekarbonisierung der Industrie einzurichten. Hier sollte insbesondere die Technologie Hochtemperaturwärmepumpe stärker berücksichtigt werden. Durch diese Maßnahme wird die Generierung und Diffusion von Wissen angereizt, indem sich Unternehmen über Erfahrungswerte und Problemstellungen der eingesetzten Technologien austauschen können.
- ▶ Darüber hinaus wird empfohlen den Einsatz innovativer Technologien sowie deren Betriebsführung frühzeitig an die Mitarbeiter der Unternehmen heranzutragen. Hierfür sollten die möglichen eingesetzten zukünftigen Produktionsprozesse Bestandteil der Ausbildung in den jeweiligen Produktionsstätten sein, aber auch Einzug in entsprechende Hochschulmodule und duale Ausbildungsprogramme finden.

Für die Umstellung auf elektrifizierte Prozesstechnologien muss sowohl standortscharf, als auch regional genaue Untersuchungen der infrastrukturellen und ökonomisch sinnvollen Rahmenbedingungen zur Umsetzung von Dekarbonisierungsmaßnahmen und dem Bezug bzw. der Erzeugung der hierfür notwendigen Stoffe durchgeführt werden. Hierbei sollen vor allem technische Umsetzbarkeit und wirtschaftliche Verfügbarkeit der benötigten Energieträger und Rohstoffe fokussiert werden.

Für die untersuchten elektrifizierten Produktionsprozesse ist in den meisten Fällen ein Anstieg der spezifischen Energiekosten im Vergleich zu den gegenwärtigen Produktionsprozessen zu beobachten. Es müsste daher evaluiert werden, inwieweit gegenwärtige Fördermittel einen Umstieg auf elektrizitätsbasierte Prozesse tatsächlich anreizen (bspw. im Rahmen des Umweltinnovationsprogramms (UIP) des BMU, oder im Rahmen des Programms Bundesförderung für Energieeffizienz in der Wirtschaft von der KfW) und ob zur Erhöhung der Anreizwirkung Optimierungsbedarf besteht.

Komplexität der Dekarbonisierung von Produktionsprozessen

Signifikante und komplexe Veränderungen von etablierten Produktionsprozessen durch die Dekarbonisierung führen zu erheblichen Unsicherheiten und Investitionsrisiken. Neue noch nicht etablierte Prozesse und Verfahren müssen vom Pilotmaßstab auf den Produktionsmaßstab skaliert werden. Zu-

dem führt der grundlegende Umbau durch den Wegfall der Produktion während der Umbauzeit zu erheblichen Umsatzausfällen. Die erforderlichen Genehmigungsverfahren beinhalten zudem Risiken im zeitlichen Ablauf für die Umstellung der Prozessrouten.

Deshalb sollte der Scale up der neuen Prozesstechnologien durch entsprechende Forschungs- und Investitionsmittel flankiert werden. Dabei gilt es insbesondere die Unternehmen zu unterstützen, die entsprechende Verfahren erstmalig im Produktionsmaßstab installieren. Sinnvoll wären hier Zins- und Tilgungszuschüsse sowie Risikobürgschaften.

Zudem könnten Erleichterungen und Beschleunigungen im Rahmen von Genehmigungsverfahren sinnvoll und hilfreich für die Umsetzung von Dekarbonisierungsmaßnahmen sein. Im Planungsrecht ergeben sich zudem durch die technologischen Neuerungen erhebliche Unsicherheiten in Bezug auf die Planung und Terminierung von Ersatzinvestitionen, da die Behörden sich bei der Erteilung von Genehmigungen nicht auf bisherige Erfahrungen und Wissen aus früheren Verfahren stützen können.

Soll die Dekarbonisierungsoption CCU oder CCS, insbesondere für die prozessbedingten CO₂ Emissionen, offengehalten werden, so setzt dies die Planung und den Bau einer entsprechenden Transportinfrastruktur voraus, um die möglichen Speicherstätten in der Nordsee (NL, UK, NO) zu erreichen. Für eine mögliche Speicherung in Deutschland müsste das Gesetz zur Demonstration der dauerhaften Speicherung von Kohlendioxid (Kohlendioxid-Speicherungsgesetz - KSpG) vom 17.08.2012 geändert werden, weil die darin enthaltenen Fristen für die Erprobung bereits abgelaufen sind. Da für diese Infrastrukturen ein zeitlicher Vorlauf von 10 und mehr Jahren anzusetzen ist, sollten zeitnah entsprechende Überlegungen zum Einsatz dieser Technologien in Deutschland getroffen werden.

Standörtliche Kombinationsformen

Die Studie hat gezeigt, dass sich die industrielle Symbiose positiv auf die kumulierte Effizienz verschiedener Produktionsstandorte auswirken kann. Um die Suche nach diesen Potenzialen seitens der Unternehmen anzureizen, wird empfohlen eine Förderung von Beratungen zur Ermittlung und Beurteilung von Symbiosepotenzialen zwischen Unternehmen zur Verfügung zu stellen.

Zudem könnte der Aufbau eines Informationsangebots zur industriellen Symbiose sowie zu diesbezüglichen Fördermöglichkeiten die Bereitschaft zur Nutzung möglicher Synergien erhöhen. Hier müsste evaluiert werden, inwieweit bestehende Förderprogramme bereits Möglichkeiten bieten (bspw. im Rahmen des Umweltinnovationsprogramms (UIP) des BMU, oder im Rahmen des Programms Bundesförderung für Energieeffizienz in der Wirtschaft von der KfW) und ob diesbezüglich Erweiterungs- und/oder Optimierungsbedarf besteht.

Executive summary

Background and objectives

In order to achieve long-term national and international climate protection targets, global greenhouse gas emissions must be halved by the middle of this century (relative to 1990 emission levels). In view of its historical responsibility and its economic performance, the Federal Republic of Germany has committed itself to reducing emissions by 80 to 95% by 2050 compared to 1990. The international resolutions on climate protection adopted in Paris in 2016 will increase the level of ambition with regard to climate protection and make it imperative under international law that society is decarbonised largely.

The Study *Treibhausgasneutrales Deutschland im Jahr 2050* (Umweltbundesamt 2014b) has shown that the ambitious climate protection targets in the industrial sector are technically achievable and that a greenhouse gas-neutral society is possible for Germany as an industrial country. Against this background, the present study pursues two main objectives.

The first goal of the study is to look at selected production processes^{II} from a holistic perspective and to gain an overview of measures for efficient restructuring. For current production processes for the production of certain goods, a comparison is made with possible future production processes on the basis of various indicators (energetic, exergetic, economic, ecological). Furthermore, the results of the study will be used to identify and evaluate new, energetically and exergetically efficient, site-specific combinations of different production processes.

The **second objective of** the study is to analyse the added value of exergetic evaluation in assessing possible future production processes for German industry. Previous studies in the context of decarbonisation of industry have focused exclusively on the energy perspective, as these provide the relevant information for entrepreneurial investment decisions in the field of energy efficiency. However, only the quantity of an energy stream is considered and not its quality (in the form of the physical working ability). In principle, this is possible by taking exergy into account. Therefore, exergetic evaluation indicators are defined and applied to (possible) future production processes. On the basis of the results, the added value provided by the application of the indicators is analysed.

Procedure, data and methods

The approach used in this study can be summarised in five steps, which are explained below. In the first step, the investigation area was delimited (cf. Section 1.2). This refers to the selection of the (current) production processes to be examined in the manufacturing sector. The selection of the respective production processes of an industry took place in coordination with the Federal Environment Agency. The production processes considered in this work are summarised in the Tabelle 0-1

^{II} Production Processes - Definition and Explanation: This study examines selected production processes that are used to manufacture certain goods/products in Germany. A production process is a sequence of production steps for the manufacture of goods (e.g. steel, paper or glass).

Table 0-1: Summary of the current production processes examined

Industry/ Sector	Product	Manufacturing process
Paper	paper (div.)	Waste paper processing paper production
chemistry	olefins	Production in steam cracking furnaces
chemistry	ammonia	Synthesis gas production & NH ₃ synthesis
steel	steel	Primary route (Int. metallurgical plants)
cement	cement	Production by dry process
glass	container glass	Production in front side fired glass tanks (U-flame with reg. LUFO)

In a second step, a method for the evaluation of production processes was developed in this study (cf. Chapter 2). For this purpose, evaluation indicators were first defined, which need to be determined for the production processes to be investigated (cf. Section 2.1). These can basically be assigned to four groups; energetic, exergetic, ecological and economic indicators. An overview of the indicators is given in the Tabelle 0-2

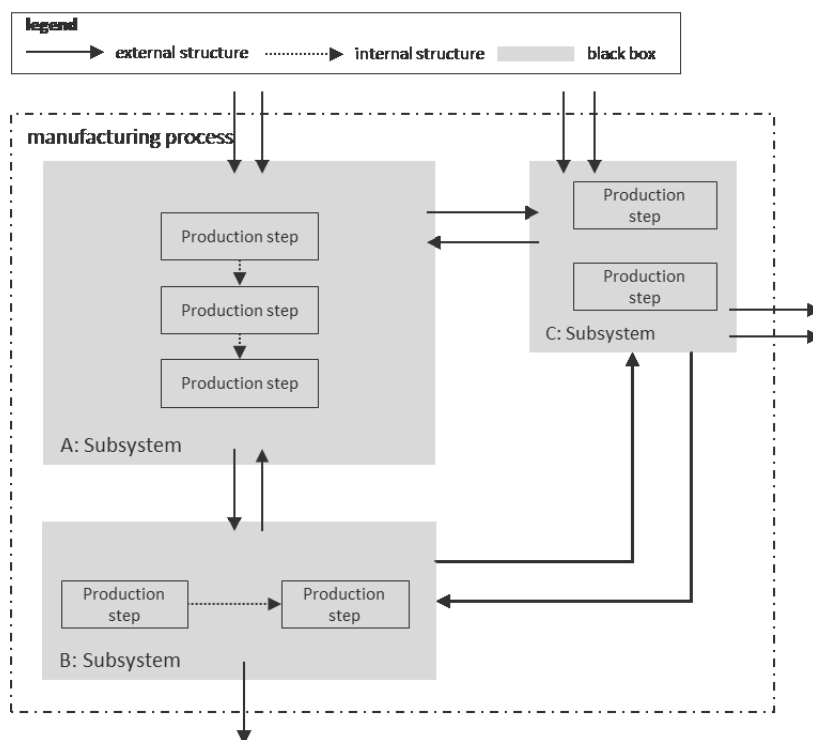
Table 0-2: Overview of evaluation indicators

	Indicator	Symbol	Unit	Description
Energy	Specific primary energy consumption	PEV	[GJ/t]	Specific primary energy consumption of the processes per tonne of product.
	Specific final energy consumption	EEV	[GJ/t]	Specific final energy consumption of the processes per tonne of product.
Exergy	Exergetic efficiency	η_{IN}	[%]	Often referred to in the literature as the exergetic efficiency of a process, since exergy flows are divided into useful exergy and external losses.
	External degree of loss	ε_L	[%]	Identification of the losses contained in the by-products.
	Internal degree of loss	ε_D	[%]	Identification of dissipative losses occurring within the system boundaries.
Ecology	Specific greenhouse gas emissions	e_{THG}	[kg CO ₂ equivalent /t]	Recording of product-specific energy and process-related greenhouse gas emissions (equivalents).
	Specific CO ₂ emissions	e_{CO_2}	[kg CO ₂ /t]	Recording of product-specific energy and process-related CO ₂ emissions.
Economy	Specific Energy costs 2050	EnK_i	[EUR/t]	Comparison of specific energy costs for current and future production processes for 2050.

In the second step, a procedure was also developed to determine the indicators for the production processes. For this purpose, the production processes to be investigated are first abstracted (cf. Section 2.2). A production process refers to a sequence of production steps for the manufacture of goods (e.g. steel or paper). Thus a production process is created from an arrangement of production steps and different flows. This ultimately leads to flowcharts that represent incoming and outgoing material flows for the production processes (cf. generic flowchart in Abbildung 0-1). For these flowcharts, so-called flow balances (alternatively Input/Output inventories) are created, which quantify the quantity

of incoming and outgoing material flows. The indicators for the production processes to be investigated can then be calculated on the basis of these flow charts.

Figure 0-1: Systematic definition of production processes in the form of flowcharts



Source: own illustration, based on (Dyckhoff and Spengler 2010)

In the third step, the methodology for evaluating production processes was applied (see Chapter 3). For this purpose, possible production processes were first defined that could substitute the (current) production processes to be investigated in the future (cf. Section 3.1). **Current production processes** are production processes that are currently used to manufacture certain goods (base year: 2010). It should be noted that this abstraction is always only a possible (currently plausible) representation of the production processes. Possible **future production processes** are production processes that could possibly be used in 2050 to manufacture certain goods and thus replace current production processes. These processes were selected in consultation with the Federal Environment Agency. The production processes selected for each sector are shown in the Tabelle 0-3

Table 0-3: Definition of possible future industrial production processes under consideration

Industry (product)	Possible future production processes 2050	Abbreviation of the possible future production process
paper (various types of paper)	1. paper production using innovative drying processes and a high-temperature heat pump (HT-HP)	1. paper with innovative drying processes and HT-HP
chemistry (olefins)	1. olefin production with methanol synthesis (CO ₂ & H ₂) and methanol-to-olefins (MTO) 2. production of olefins with waste-to-methanol (WTM) and methanol-to-olefins (MTO)	1. olefins from CO ₂ & H ₂ 2. olefins from waste
chemistry (ammonia)	1. ammonia production with water electrolysis, air separation & Haber-Bosch process	1. ammonia by electrolysis and ASU
steel	1. steel production with direct-reduced-iron process (DRI) and hydrogen 2. steel production by DRI process and synthesis gas (syngas) 3. steel production with blast furnace and CCU	1. steel with DRI (H ₂) 2. steel with DRI (syngas) 3. steel with blast furnace and CCU
cement	1. cement production (dry-process) with Oxy-fuel and air separation plant 2. cement production (dry-process) with oxy-fuel, electrolysis and methanisation	1. cement with oxy-fuel & ASU 2. cement with oxy-fuel & electrolysis
glass (container glass)	1. glass production by electric melting tanks 2. glass production by the use of an oxy-fuel melting tank and synthetic methane	1. glass with electric melting tank 2. glass with oxy-fuel-tank and syngas

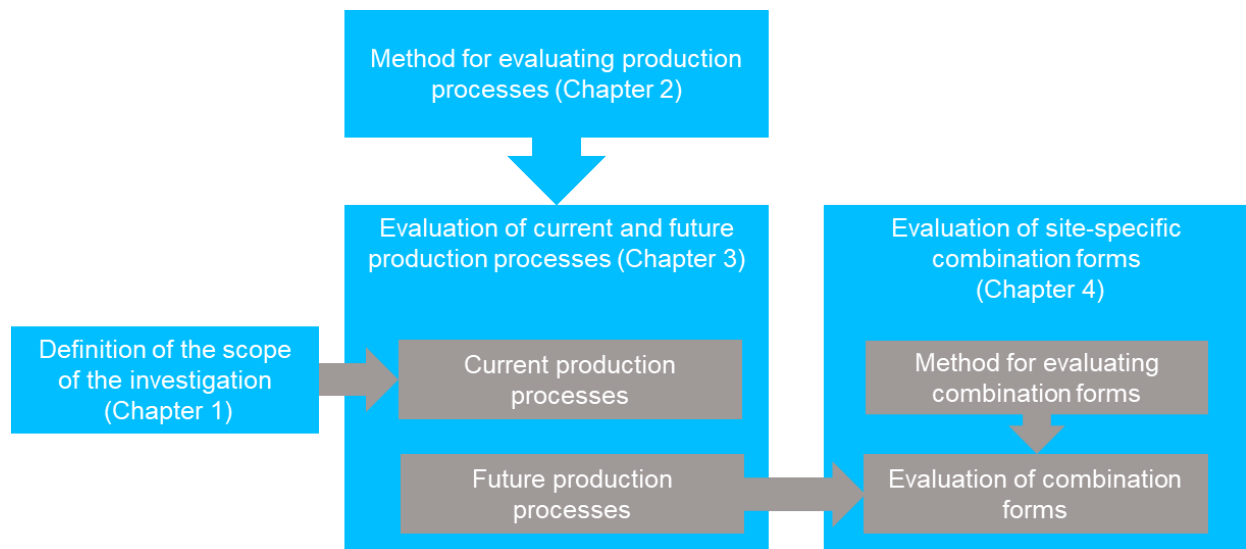
Building on this, the flow diagrams and Life Cycle Inventories for the current production processes to be investigated and possible future production processes were created in the third step (cf. Section 3.2 ff.). For the current production processes, the necessary information was primarily obtained from the BREFs (BVT-Merkblätter) for the respective sectors. For possible future production processes, information was obtained from scientific journals. On the basis of the flow charts and flow balances, the evaluation indicators for all production processes examined were finally determined and presented in tabular form for each sector.

In the fourth step, potentials for industrial symbiosis for the investigated possible future production processes were evaluated. Industrial symbiosis describes a mutually beneficial relationship between two or more different production processes. In the study, such a combination of several future production processes was described as a combination form. Basically, the aim is to evaluate how meaningful the transport of material flows between the production processes investigated could be. One example is the use of CO₂ from the production process "steel with blast furnace and CCU" for the production of olefins. This evaluation is based on the defined exergetic indicators in order to ensure consistency. A corresponding methodology was developed for the evaluation. For the application of the method, options for use were initially identified. Based on this, the utilisation options were evaluated once with and once without consideration of the costs for the inter-company transport of substances.

It should be stressed that the study carried out is not a scenario analysis. Accordingly, no possible connections between the different industries under consideration are presented on the basis of a possible projection including production quantities via certain process routes, but a technology comparison is done on the basis of the impact assessment of a future change in process control.

A concluding overview of the approach and methods used in this study can be found in Abbildung 0-2.

Figure 0-2: Overview of the approach and methods used in the study



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Results

In the following, the results will initially be summarised by sector. In addition, the results are summarized in tabular form across all industries. Furthermore, a short summary of the results for the investigated site combination forms is given. These two sections thus work towards the first objective of the study: To provide information for an efficient restructuring of the considered production processes. Finally, the added value of the exergetic consideration is worked out in this study. This section thus moves towards the second objective of this study.

Summary of industry analysis

In summary, it can be concluded from the indicators determined for the current and possible future production processes that the results can be interpreted more or less clearly with regard to a possible increase in efficiency and decarbonisation of industry. In the following, the processes examined per sector are briefly introduced and the core aspects of the results are summarised.

Paper production

A decarbonisation of the current production process of paper is illustrated within this study by a possible future production route. Compared to the current production process, the main difference is the reduced heat consumption required in the dryer section of the paper machine through the **use of innovative drying processes** and the additional provision of process heat through a **heat pump**.

In the field of paper production, the energy and exergetic efficiency can be increased with the examined future production processes. Greenhouse gas emissions are completely avoided and the specific energy costs remain at a comparable level.

Olefin production

Two possible future production processes were considered for the production of olefins. In contrast to the current production process, these differ mainly in the production of methanol, which is discussed below.

In the first production process investigated (**olefin production with waste-to-methanol (WTM) and methanol-to-olefins (MTO), abbreviated to olefins from waste**), waste is used as the raw material for the production of methanol. For this purpose, waste is gasified and the synthesis gas obtained is then used to produce methanol (methanol synthesis).

In the second production process investigated (**olefin production with methanol synthesis (CO₂ & H₂) and methanol-to-olefins (MTO), abbreviated to olefins from CO₂ & H₂**), methanol is produced by the synthesis of carbon dioxide (CO₂) and hydrogen (H₂). For this purpose, the necessary CO₂ must be made available with the help of CO₂ separation procedures. In addition, hydrogen is produced by electrolysis and synthesized with CO₂ to methanol.

In both production processes investigated, the methanol produced is then processed into olefins in the so-called MTO process. The methanol is fed into a fluidized bed reactor and reacts via a catalyst. Finally, the light olefins are fractionated as in the current steam splitting process.

In the olefins sector, neither of the two future production processes investigated can increase efficiency. However, one of the two processes investigated represents a CO₂ sink (olefins from CO₂ & H₂) and thus offers great opportunities with regard to the decarbonisation of industry. However, the energy costs of this process are about three times the cost of continuing the current process. Although the second production process examined is significantly cheaper, no costs were accounted for the raw material

(waste) used there, as there were no robust assumptions in this respect. In addition, this process continues to emit greenhouse gas emissions and only the use of biogenic feedstock could result in greenhouse gas neutrality.

Ammonia production

In this study, the decarbonisation of the current ammonia production routes by steam reforming or partial oxidation using **water electrolysis and air separation** is presented and investigated. It is therefore assumed that ammonia synthesis in the defined future production process will continue to be produced by the Haber-Bosch process, although the synthesis gas required for this will be produced electrically on the basis of non-fossil energy sources and raw materials as a result of a process conversion.

In the area of ammonia, the energy and process-related CO₂ emissions resulting from the two current production processes of steam reforming and partial oxidation can be completely avoided by the future production process investigated by means of water electrolysis and air separation. However, compared to the current production process by steam reforming, the exergetic efficiency remains at a similar level and the specific energy costs increase by a factor of about two. Compared to the current production process using partial oxidation, the exergetic efficiency can be improved by approx. 15 percentage points and the specific energy costs can be reduced by approx. 22%.

Steel manufacturing

In the three possible future production processes under consideration, a distinction is made between two DRI processes and one process via the integrated metallurgical plant with blast furnace and planned CCU.

In the first production process examined (**steel production with blast furnace and CCU**), the existing production process is changed only slightly. A top gas recycling blast furnace is integrated. This separates the existing metallurgical gas and after further treatment a pure CO₂ stream is available.

In the second and third production processes studied, steel is produced by direct reduction. Instead of coke, synthetic gas (**steel production with DRI process and synthesis gas**) or hydrogen (**steel production with DRI process and hydrogen**) is used as reducing agent.

In the area of steel production, the DRI routes investigated can both increase efficiency and reduce greenhouse gas emissions to a great extent. However, the energy costs then rise particularly sharply (twice as much compared to the continuation of the current process, e.g. the steel process with DRI (H₂)).

Cement manufacturing

For cement production, two possible future production processes were considered. The oxy-fuel process is used in both the future cement production processes under consideration.

In the first production process investigated (**cement production with oxy-fuel and air separation unit**), the oxygen for the rotary kiln is provided by an air separation unit (ASU).

In the second production process investigated (**cement production with oxy-fuel, electrolysis and methanisation**), electrolysis is used to provide oxygen. The hydrogen produced during electrolysis and the CO₂ separated by oxy-fuel are used by methanisation to produce synthetic methane (power-to-methane). This in turn is used as an energy source in the process.

In the cement sector, energy-related greenhouse gas emissions can be eliminated in both future production processes investigated; either by sourcing synthetic methane, which is neutral from an ecosystem perspective, or by producing synthetic methane at the site using renewable energies. However, for both future production processes, relevant quantities of process-related greenhouse gas emissions continue to accrue due to the limestone used. The production process of cement with oxy-fuel & ASU is similarly efficient as the present one. The cement process with oxy-fuel & electrolysis is less efficient than the current process, mainly due to the electrolysis. However, it should be noted that the cost of producing synthetic methane in the cement process with oxy-fuel & ASU was not included in the balance. In addition, both methods show significantly higher energy costs compared to the continuation of the current method.

Glass production

A decarbonisation of the current production process of container glass is illustrated within this study by two possible future production routes. Both are aimed at a process conversion of the most energy-intensive production step.

On the one hand, the production of container glass in **electric melting tanks** is considered. At the same time, only electricity is used also in the other production steps, such as shaping.

On the other hand, the manufacturing process of container glass is investigated by the use of **oxy-fuel melting tanks and synthetic methane**. The oxidizing agent used to provide the melting energy consists of pure oxygen, which is previously generated by cryogenic air separation.

In the field of glass production, the energy and exergetic efficiency can be increased with both examined future production processes. Both processes can eliminate greenhouse gas emissions almost completely, but not completely due to the process-related emissions. The specific energy costs increase slightly or remain at a comparable level.

Overview

An overview of the relationship between the indicators examined for the current production processes and the possible future production processes is given in the Table 0-4.

Table 0-4: Overview of the relative development of indicators for the production processes investigated

Product	Comparison of the current production processes with the examined future production processes	Relative development of indicators *			
		final energy	exergy	CO ₂	energy costs
paper	Writing and printing paper	+	+	+	o
	LWC/HC	+	o	+	o
	tissue paper	+	+	+	o
	packaging paper	+	+	+	o
olefins	Olefins from waste	o	o	-	+
	Olefins from CO ₂ & H ₂	-	-	+	-
ammonia	Ammonia by electrolysis and ASU for steam reforming	o	o	+	-
	Ammonia by electrolysis and ASU to partial oxidation	+	+	+	o
steel	Steel with DRI (H ₂)	o	+	+	-
	Steel with DRI (syngas)	+	+	+	-
	Steel with blast furnace and CCU	o	+	o	o
cement	Cement with oxy-fuel & electrolysis	-	-	o	-
	Cement with oxy-fuel (syngas) & ASU	o	o	o	-
glass	Glass with electric melting tanks	+	+	o	o
	Glass with Oxy-fuel-tank (syngas) & ASU	+	+	o	-

* Value from when + / o / -		+	-	o
	final energy	- 10 %	+ 10 %	-10% < x < +10%
	exergetic efficiency	+ 10 %	- 10%	-10% < x < +10%
	CO ₂	- 95 %	+ 95 %	-95% < x < +95%
	energy costs	- 30 %	+ 30%	-30% < x < +30%

Summary of combination forms

In order to examine the industrial symbiosis, this study examined in particular material options for use. For this purpose, options were identified which can be divided into three material groups. These are the cross-company use of N_2 , O_2 and CO_2 . This can be differentiated accordingly into three technological groups.

- ▶ The interplant material use of CO_2 ultimately deals with the use of CO_2 rich exhaust gases for use in olefin production. The material value of the CO_2 material flow (in the form of an exergetic value) is thus compared with the cost of transporting the CO_2 .
- ▶ The interplant material use of N_2 ultimately deals with the use of surplus nitrogen from air separation plants used in oxy-fuel applications. Only oxygen is required for oxy-fuel combustion and the excess nitrogen can therefore be used in the ammonia industry.
- ▶ The interplant material use of O_2 ultimately deals with the use of surplus oxygen from production processes in which electrolysis is used. Electrolysis is primarily used to produce hydrogen, the excess oxygen can then be used, for example, in oxy-fuel applications. The consequence is that an air separation plant is saved.

The three groups ultimately result in 4 combination forms (i.e. 4 combinations of possible future production processes) for which neighbourhoods with slight exergetic improvements are identified. Overall, this suggests that from an exergetic point of view, improvements through industrial symbiosis are more likely to be achieved if the location of industrial sites is changed towards shorter distances between each other. The following quintessences can also be derived for the individual groups.

The interplant material use of CO_2 : For this option, a combination form with one neighbourhood was identified that leads to a slight exergetic added value. From an exergetic point of view, it can therefore be interpreted that the necessary transport effort stands in opposition to the material value of the CO_2 that might be used. The inter-company use of CO_2 therefore does not lead to greater efficiency in the overall industrial system, but rather to fewer greenhouse gas emissions in the overall system. This inter-company measure should therefore be seen more as an environmental measure and less as an efficiency measure.

The interplant material use of N_2 : For this group two combination forms with seven neighbourhoods were identified, which lead to a higher exergetic efficiency. 5 of the neighbourhoods were due to a combination of cement and ammonia industries. In this constellation, the oxy-fuel process with air separation plant is used in the cement industry and the ammonia process by electrolysis in the ammonia industry. Both are procedures that are also discussed intensively in other studies within the framework of decarbonisation paths. If these paths are followed and the local conditions are suitable, then the combined use of the air separation plant for these two processes appears promising. The other two neighbourhoods identified relate to the use of a glass tank with an oxy-fuel process whose oxygen demand is covered by an air separation plant. The excess nitrogen can then be used in ammonia production. However, this presupposes that the glass tank is still operated with a fuel, i.e. not with electricity. Against the background of the decarbonisation of industry, however, the electrically operated glass tank is also being discussed as a promising alternative. The present combination form could therefore only be used consistently within the framework of decarbonisation if, in the present concrete case, no electrically operated tank is used for glass production and the fuel used can be evaluated as greenhouse gas neutral (e.g. synthetic methane).

The interplant material use of O_2 : Here a combination form was identified with 9 neighbourhoods for which a marginal increase of the exergetic efficiency could be identified. These cases ultimately involve cement works which internally produce synthetic methane by means of electrolysis and methanisation, which is then used in the rotary kiln. The excess oxygen from electrolysis is used in the context of glass production using the oxy-fuel process. In principle, however, process-related greenhouse gas

emissions continue to occur. These could also be converted into synthetic methane. However, the methane quantity would then be greater than required by the cement plant and would therefore also have to be used by other companies. Against the background of the decarbonisation of industry, the following questions arise for this form of combination: Is the cement plant under consideration still a pure cement plant, or rather a production plant in which media (synthetic methane, oxygen) and cement can be produced? Finally, synthetic methane could also be used in the production of glass. This would significantly change the role of cement plants in the manufacturing sector. To what extent such combination forms could therefore be realistic will have to be evaluated in further, deeper studies together with the stakeholders.

Added value of the exergetic analysis

In the present study, selected production processes of the energy-intensive industry (steel, glass, cement, paper and chemical industries) were evaluated with regard to possible future decarbonisation options. The study makes no claim to completeness with regard to the technological options examined. Compared to previous studies in the thematic context "Decarbonisation of energy-intensive industry", the added value of this study lies in the additional consideration of the exergetic efficiency of current and possible future production processes; in previous studies, only energy, ecological and economic indicators were usually considered in the thematic context. This additional consideration has proved to be particularly helpful at several points. This will be discussed below.

Evaluation of site-specific combination forms

In the area of energy indicators, the *Specific Energy Consumption* (SEC) is usually used as an indicator for evaluating the energy efficiency of energy-intensive production process routes; in principle, the energy requirement of the process per tonne of manufactured product is shown here. If several locations are combined, then the energy demand would have to be related to several different products, a comparability of different location combination forms in terms of efficiency is therefore difficult. The exergetic evaluation makes this much more transparent and manageable, because only the exergetic efficiencies of the combination forms have to be compared. A standardized measure for an efficiency comparison between the combination forms is therefore available. In addition, the transport losses of the combination forms can be consistently taken into account. There are, for example, combination forms that appear to make exergetic sense without bridging distances, but no longer have an efficiency advantage if the distances to be bridged are balanced exergetically, compared with an isolated consideration of the locations. Such combination forms can be quickly sorted out.

Identification of potentially useful waste materials

In this study, both material and energetic currents were taken into account in the energetic and material evaluation. This approach has the advantage that waste materials are not only identified, but their value is also quantified in the form of "exergy content". This applies both to waste streams that can be used for energy purposes (e.g. waste heat from hot flue gases) and to material waste streams (hot slags, etc.). In a concrete case, this consideration helps to identify unused efficiency potentials and to initiate possible improvements. This is an application that could be of particular value, particularly at the level of individual sites. Additional potentials in the area of material efficiency and energy efficiency can thus be identified under certain circumstances.

Integrated consideration of material and energy flows

In particular, the exergetic consideration helps in the evaluation of production processes with a material use of exergetically high-quality raw materials. For example, natural gas and naphtha are used in the current production of olefins, which is used both for energy but also predominantly for material purposes. A possible future production process for olefin production investigated in this study, on the other hand, uses electricity to produce hydrogen, which in turn is used as a material. If we now assume that the electricity used is an energetic use and compare this value with the exclusively energetic use of natural gas and naphtha of the current process, then the future process appears to be much more energy-intensive. However, if the energy content of the materially used naphtha and natural gas is also included in the comparison with the current process, both processes have a similar level of energy consumption. This consideration would be plausible, since the use of electricity for the future process has the goal of producing a raw material for material use (hydrogen). The advantage of the exergetic evaluation (as carried out in this study) is that these plausibility considerations do not have to be carried out in the first place. During the evaluation, raw materials used (especially exergetically high-grade) are consistently and comprehensively included. In the previous example this leads directly to the fact that the exergetic efficiency of the two compared processes for olefin production is at a similar level. It can therefore be seen directly that the processes are similarly efficient in principle. The added value of exergy analysis, which results above all from the integrated consideration of material and energy flows, becomes particularly clear through this.

Core statements and recommendations for action

Finally, the extensive and detailed results of the study are placed in a larger context and condensed into essential, cross-industry core messages. The results of the study are summarized below in the form of core statements. On the basis of the core statements developed, recommendations for action can be derived which can contribute to the promotion or implementation of decarbonisation measures.

Core statement 1: Electrification

The electrification of processes for the manufacture of products with high energy requirements typically leads to an improvement in energy efficiency and the exergetic efficiency of the processes. The parallel decarbonisation of electricity generation is accompanied by a significant reduction in greenhouse gas emissions through the electrification of processes. Due to the current and projected cost structures of the energy sources, the energy source change for the production processes leads to an absolute increase in energy costs despite efficiency gains. If the aim is to electrify the processes, the effects of the state-influenced energy cost shares must be taken into account with regard to the future investment decisions of the plant operators.

Core statement 2: Complexity of decarbonization of production processes

The decarbonisation of an existing production process is in many cases associated with (almost) complete disruption of the processes and aggregates used. In order to avoid energy and process-related emissions, alternative technologies and plants are used so that the structure and infrastructure of a production site can change significantly. Electrification of the existing production process, for example, has an impact on the amount of electricity used to manufacture the product, which means that the infrastructure for purchasing and distributing the electricity has to be adapted. Another example is the use of alternative raw materials such as biogas or separated CO₂ for direct further processing (CCU). To this end, the required quantities would have to be made available permanently and safely. In general, it can be said that the decarbonisation of an existing production process leads to a significant and complex change of location.

Core statement 3: Industrial symbiosis

Production processes always require different raw materials, energy quantities and qualities to produce the desired target product. Inefficiencies, incomplete sales and undesired side reactions lead to the creation of additional by-products or unusable energy flows in addition to the desired product. Through a symbiosis of different production processes, by-products and waste heat flows can be used in the other process. Increasing efficiency by coupling sub-processes, as has long been established, for example, in combined heat and power generation or chemical parks, can make significant contributions to optimisation, but requires challenging coordination between the individual actors, since the various aspects of such links must be coordinated in legal, economic, ecological and temporal terms and significant transaction costs must be taken into account. In the ideal case, eco-industrial parks are created that produce the desired goods without emissions, waste or effluent.

Recommendations for action

Electrification

In many cases, electrification of the current production processes, which are mostly run on fossil fuels, leads to a fundamental restructuring of the plant and the use of new and unfamiliar technologies. In order to implement these changes without production losses, an adequate competence and a fundamental understanding of alternative production processes must be built up. The following three recommendations for action are derived from this.

- It is recommended to green cross-company and industry-specific real laboratories in which the use of electrical and innovative production processes is tested. In particular, problems and challenges associated with the conversion of the production process should be addressed. This knowledge building should be carried into the manufacturing industry.
- In addition, it is recommended that regular meetings and conferences be held on the subject of electrification and decarbonisation in industry. In particular, the technology of high-temperature heat pumps should be given greater consideration here. This measure will stimulate the generation and diffusion of knowledge by enabling companies to exchange experience and problems with the technologies used.
- In addition, it is recommended that the use of innovative technologies and their management be brought to the attention of company employees at an early stage. To this end, the possible future production processes used should be part of the training in the respective production facilities, but should also be integrated into corresponding university modules and dual training programmes.

In order to switch to electrified process technologies, both site-specific and regional investigations of the infrastructural and economically sensible framework conditions for the implementation of decarbonisation measures and the purchase or production of the necessary substances must be carried out. The main focus will be on the technical feasibility and economic availability of the required energy sources and raw materials.

For the investigated electrified production processes, an increase of the specific energy costs compared to the current production processes can be observed in most cases. It would therefore be necessary to evaluate to what extent current subsidies actually encourage a switch to electricity-based processes (e.g. within the framework of the Environmental Innovation Programme (UIP) of the Federal Ministry for the Environment, Nature Conservation and Nuclear Safety (BMU), or within the framework of the Federal Promotion of Energy Efficiency in Industry Programme (KfW)) and whether there is a need for optimisation to increase the incentive effect.

Complexity of decarbonisation of production processes

Significant and complex changes in established production processes due to decarbonisation lead to considerable uncertainties and investment risks. New processes and procedures that have not yet been established must be scaled from pilot scale to production scale. In addition, the fundamental conversion leads to considerable loss of sales due to the discontinuation of production during the conversion period. The necessary approval procedures also involve risks in the timing of the conversion of the process routes.

Therefore, the scale-up of the new process technologies should be accompanied by appropriate research and investment funds. In particular, it is important to support companies that are installing

such processes on a production scale for the first time. Interest and repayment subsidies as well as risk guarantees would make sense here.

In addition, simplifications and accelerations within the framework of approval procedures could be useful and helpful for the implementation of decarbonisation measures. In planning law, the technological innovations also result in considerable uncertainties with regard to the planning and scheduling of replacement investments, as the authorities cannot rely on previous experience and knowledge from previous procedures when granting approvals.

If the decarbonisation option CCU or CCS is to be kept open, in particular for the process-related CO₂ emissions, this requires the planning and construction of an appropriate transport infrastructure to reach the possible storage sites in the North Sea (NL, UK, NO). For possible storage in Germany, the law on the demonstration of the permanent storage of carbon dioxide (Kohlendioxid-Speicherungsgesetz - KSpG) of 17.08.2012 would have to be amended because the deadlines for testing contained therein have already expired. Since a time lead of 10 or more years is to be assumed for these infrastructures, appropriate considerations should be made in good time regarding the use of these technologies in Germany.

Industrial symbiosis

The study has shown that the industrial symbiosis can have a positive effect on the cumulative efficiency of different production locations. In order to stimulate the search for these potentials on the part of companies, it is recommended to provide support for consultations to identify and assess symbiotic potentials between companies.

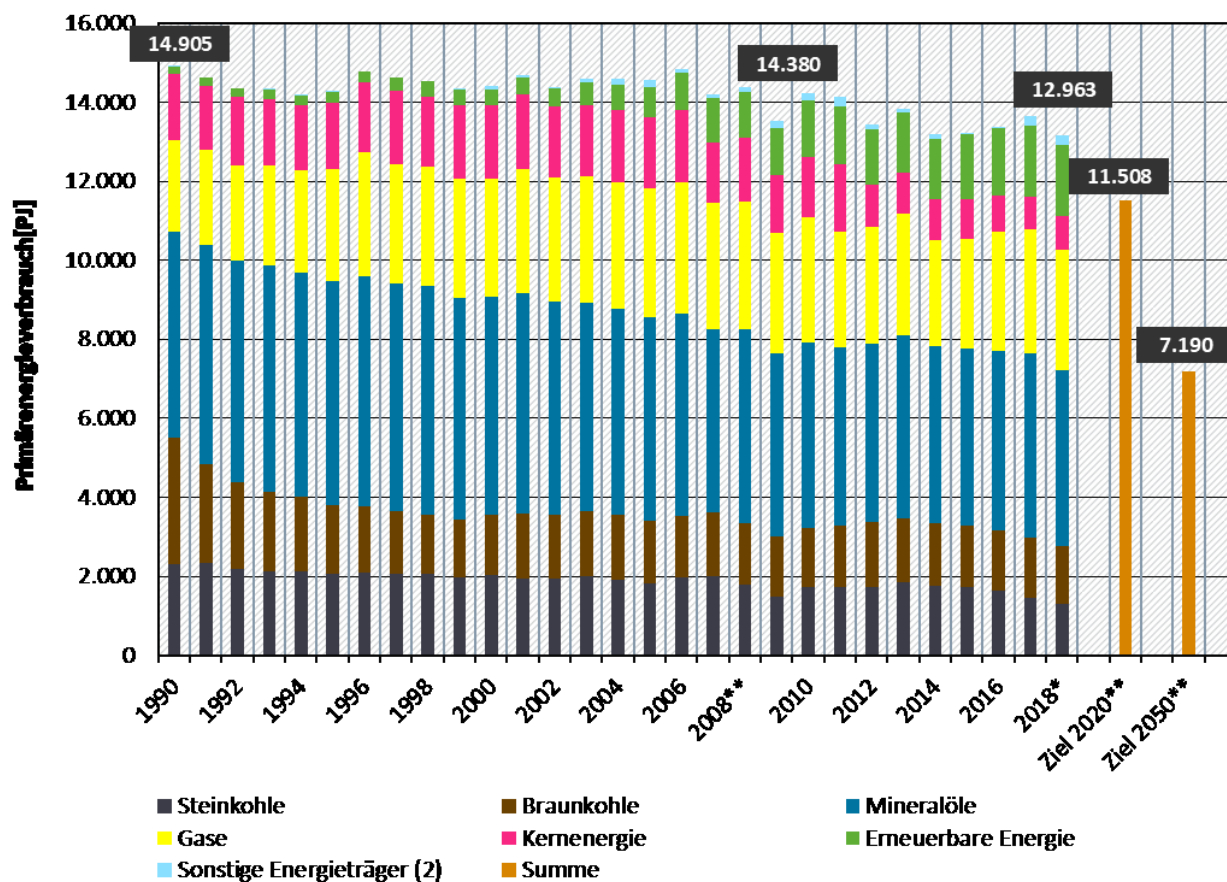
In addition, the development of an information offer on industrial symbiosis as well as on related support possibilities could increase the willingness to make use of possible synergies. Here it would have to be evaluated to what extent existing funding programmes already offer opportunities (e.g. within the framework of the Environmental Innovation Programme (UIP) of the BMU, or within the framework of the Federal Promotion of Energy Efficiency in Industry programme of KfW) and whether there is a need for expansion and/or optimisation in this respect.

1 Hintergrund der Untersuchung

Um die langfristigen nationalen und internationalen Klimaschutzziele zu erreichen, ist eine Halbierung der weltweiten Treibhausgasemissionen bis zur Mitte dieses Jahrhunderts notwendig (bezogen auf die Emissionswerte von 1990). Die Bundesrepublik Deutschland hat sich aufgrund der historischen Verantwortung und seiner wirtschaftlichen Leistungsfähigkeit auf eine Emissionsminderung bis 2050 um 80 bis 95% gegenüber 1990 festgelegt. Mit den Beschlüssen von Paris wird das Ambitionsniveau in Bezug auf den Klimaschutz gesteigert und damit die Notwendigkeit einer weitgehenden Dekarbonisierung der Gesellschaft zwingend erforderlich. Ein weiteres Ziel der deutschen Bundesregierung ist die Reduktion des Primärenergieverbrauchs um 20 % bis 2020 und 50 % bis 2050 jeweils gegenüber 2008. Im Zeitraum von 2008 bis 2018 betrug der Rückgang des Primärenergieverbrauchs lediglich 7 %, sodass bei einem gleichbleibenden Trend die gesteckten Ziele voraussichtlich nicht erreicht werden. Mit Blick auf die Entwicklung des Primärenergieverbrauchs seit 1990 ist ein Rückgang von 14.905 PJ auf 12.963 PJ festzustellen. Der Rückgang ist einerseits auf Effizienzgewinne in der Energieumwandlung und andererseits auf einen höheren Anteil erneuerbarer Energien zurückzuführen (s. Abbildung 1-1). Wird die Entwicklung seit 1990 als linearer Trend fortgeschrieben, so beträgt der Primärenergieverbrauch im Jahr 2020 ca. 13.494 PJ. Das Ziel von 11.504 PJ in 2020 wird somit um ca. 17 % verfehlt. Bei gleicher Vorgehensweise für das Jahr 2050 ergibt sich ein Primärenergieverbrauch von 12.185 PJ.

Im Vergleich zum Ziel für 2050 in Höhe von 7.190 PJ entspricht dies einer Abweichung von 69 %. Ein vergleichbares Bild wird im Nationalen Aktionsplan Energieeffizienz (NAPE) gezeichnet. Hier werden die Ergebnisse der Klimaszenarien 2050, des Projektionsberichts 2013 sowie die Ergebnisse einer Trendfortschreibung zwischen 2008 bis 2014 mit den Zielen für 2020 verglichen. Die Abweichung schwankt zwischen 9,9 und 12,8 % (Bundesministerium für Wirtschaft und Energie 2014). Erfolgt die Trendfortschreibung für 2020 und 2050 analog zum NAPE, d. h. eine lineare Fortschreibung der Entwicklung ab 2008, so beträgt die Abweichung vom 2020-Ziel ca. 10,7 % und die vom 2050-Ziel ca. 26,6 %. Dies verdeutlicht, dass die Bemühungen der letzten Jahre zwar in die richtige Richtung deuten, aber noch nicht ausreichen, um die gesteckten Ziele zur Reduktion des Primärenergieverbrauchs zu erreichen.

Abbildung 1-1: Entwicklung des Primärenergieverbrauchs in Deutschland nach Energieträgern mit politischen Zielen für 2020 und 2050



¹ Berechnungen auf der Basis des Wirkungsgradansatzes

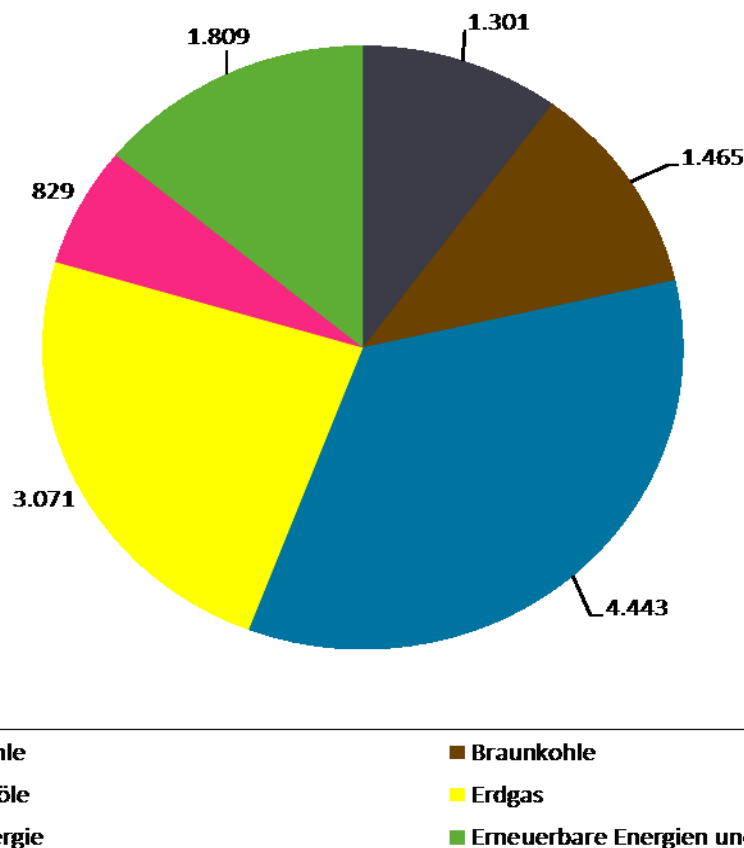
² Sonstige Energieträger: Grubengas, nichterneuerbare Abfälle und Abwärme sowie der Stromaustauschsaldo

* vorläufige Angaben

** Ziele des Energiekonzepts und der Nachhaltigkeitsstrategie der Bundesregierung; Senkung des Primärenergieverbrauchs bis 2020 um 20 % und bis 2050 um 50 % (Basisjahr 2008)

Quelle: (Umweltbundesamt 2019a), Daten: Bis 2014 aus Arbeitsgemeinschaft Energiebilanzen (AGEB), Auswertungstabellen zur Energiebilanz für die Bundesrepublik Deutschland 1990 bis 2015, Stand 07/2016; Ab 2015 aus AGEB, Primärenergieverbrauch der Bundesrepublik Deutschland 2017/2018, Stand 03/2019

Neben der Höhe des Primärenergieverbrauchs hat sich auch der Energieträgermix in den letzten Jahren stark verändert. Der Anteil erneuerbarer Energien am Primärenergieverbrauch hat sich im Zeitraum von 1990 bis 2018 von 1,3 % auf 14,0 % erhöht. Im gleichen Zeitraum ist ein Rückgang der Braun- und Steinkohle von 37,0 % auf 21,3 % zu verzeichnen und wird auf Grund des geplanten Kohleausstiegs bis 2038 keine relevante Rolle im zukünftigen deutschen Energiemix haben. Der Anteil der Kernenergie ist von 11,2 % auf 6,4 % gesunken und wird auf Grund des geplanten vollständigen Ausstiegs aus der Kernenergie im deutschen Energiesystem bis zum Jahr 2022 zukünftig keine Rolle mehr spielen. Während die zuvor genannten fossilen Energieträger in den letzten Jahren an Bedeutung verloren haben, ist beim Anteil der Mineralöle am Primärenergieverbrauch lediglich ein Rückgang von 35,1 % auf 34,3 % zu verzeichnen. Dies ist wesentlich auf dessen Bedeutung im Transportsektor sowie in Haushalten zurückzuführen. Neben der Bedeutung der Erneuerbaren Energien hat auch die Bedeutung von Erdgas zugenommen, seit 1990 ist der Anteil von 15,5 % auf 23,7 % angestiegen (s. Abbildung 1-2).

Abbildung 1-2: Primärenergieverbrauch [PJ]¹ in Deutschland nach Energieträgern in 2018*

¹ Berechnungen auf der Basis des Wirkungsgradansatzes

² Sonstige Energieträger (ET): Grubengas, nichterneuerbare Abfälle und Abwärme sowie der Stromaustauschsaldo

* vorläufige Angaben

Quelle: (Umweltbundesamt 2019a), Daten: Bis 2014 aus Arbeitsgemeinschaft Energiebilanzen (AGEB), Auswertungstabellen zur Energiebilanz für die Bundesrepublik Deutschland 1990 bis 2015, Stand 07/2016; Ab 2015 aus AGEB, Primärenergieverbrauch der Bundesrepublik Deutschland 2017/2018, Stand 03/2019

Um die Ziele der Bundesregierung zu erreichen müssen große Anstrengungen in allen Sektoren erfolgen. Neben den Anstrengungen im Bereich der Energiewirtschaft, in den privaten Haushalten und im Verkehrssektor wird es erhebliche zusätzliche Anforderungen an die deutsche Industrie geben, um den Prozess der weitgehenden Dekarbonisierung zu erzielen. Die Studie *Treibhausgasneutrales Deutschland im Jahr 2050* (Umweltbundesamt 2014b) zeigt, dass die ambitionierten Klimaschutzziele technisch erreichbar sind und eine treibhausgasneutrale Gesellschaft am Industriestandort Deutschland möglich ist. Die hierfür notwendigen technischen Möglichkeiten sind in vielen Fällen schon vorhanden. Diese Umstellung und Umstrukturierung der deutschen Wirtschaft wird mit großen Herausforderungen verbunden sein, aber auch mit Chancen zur Effizienzsteigerung einhergehen.

In den vergangenen Jahren wurden bereits umfangreiche Maßnahmen zur energetischen Effizienzsteigerung in der Industrie ergriffen. In einem zunehmend energetisch effizienten System ist die alleinige Betrachtung des energetischen Wirkungsgrades als Indikator für weitere Effizienzverbesserungen möglicherweise nicht hinreichend. Dies ist darin begründet, dass bei einer rein energetischen Bewertung die energetische Qualität (Arbeitsfähigkeit) nicht berücksichtigt wird. Bei der exergetischen Bewertung hingegen wird die Qualität von Energieeinsatz und Energiedienstleistung in einem zu bewertenden System mit einbezogen. Der Erhalt der Arbeitsfähigkeit wird bei der Bewertung mitberücksichtigt. Vor dem Hintergrund knapper Ressourcen ist dies besonders relevant, da Ressourcen unter Umständen am sinnvollsten einer bestimmten Nutzung zugeordnet werden können.

1.1 Zielsetzung

Vor diesem Hintergrund verfolgte die vorliegende Studie zwei Hauptziele. **Erstes Ziel** der Studie war es, die Dekarbonisierung ausgewählte Produktionsprozesse^{III} aus ganzheitlicher Sicht zu betrachten und einen Überblick für Maßnahmen im Sinne einer effizienten Umstrukturierung zu gewinnen. Für gegenwärtige Produktionsprozesse^{III} zur Herstellung bestimmter Güter erfolgte ein Vergleich mit möglichen zukünftigen Produktionsprozessen auf Basis diverser Indikatoren (energetisch, exergetisch, ökonomisch, ökologisch). Die Definition und Auswahl der in der Studie zu berücksichtigenden zukünftigen Produktionsprozesse erfolgte in enger Abstimmung mit den Fachgebieten im Fachbereich III des Umweltbundesamts. Ferner wurden die Ergebnisse der Untersuchung zur Identifikation und Bewertung neuer, energetisch sowie exergetisch effizienter, standörtlicher Kombinationen von unterschiedlichen Produktionsprozessen genutzt.

Das **zweite Ziel** der Studie bestand darin zu analysieren, welchen Mehrwert die exergetische Bewertung bei der Beurteilung zukünftiger Produktionsprozesse für die deutsche Industrie hat. Durch die exergetische Bewertung der gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse wurde eine neue Bewertungsdimension eingeführt, die in bestehenden Untersuchungen bisher keine direkte Beachtung findet. Bisherige Untersuchungen fokussieren ausschließlich die energetische Betrachtungsweise, da diese die relevanten Informationen für unternehmerische Investitionsentscheidungen im Bereich der Energieeffizienz liefern. Im Fokus steht dabei die Identifikation von mit heutiger Technologie wirtschaftlich zu erschließender Einsparpotenziale. Durch die Berücksichtigung der Exergie wird neben der Quantität eines Energiestroms auch dessen Qualität (in Form der physikalischen Arbeitsfähigkeit) bewertet. Insbesondere in zunehmend komplexeren Systemen mit einem hohen Wärmeintegrationsgrad innerhalb der Betriebsgrenzen oder auch über die Betriebsgrenzen hinweg, sowie einem voraussichtlich weiterhin zunehmenden Anteil erneuerbarer Energieträger an der Energieversorgung bietet die exergetische Analyse im Vergleich zu der rein energetischen Analyse einige Vorteile. Im Gegensatz zu einer rein energetischen Analyse können mit der exergetischen Analyse Prozesse identifiziert werden, die qualitativ hochwertige Energie (bspw. Strom als reine Exergie) in eine qualitativ niederwertige Energie (bspw. Raumwärme) umwandeln. Für eine effiziente Ressourcenallokation wird üblicherweise empfohlen, die Energiequalität der Angebots- und Nachfrageseite möglichst anzunähern, bspw. durch die systematische Bildung von Wärmekaskaden (Umweltbundesamt 2016c). In der Studie *Die Nutzung von Exergieströmen in kommunalen Strom-Wärme-Systemen zur Erreichung der CO₂-Neutralität von Kommunen bis zum Jahr 2050* hat das Umweltbundesamt ein Konzept zur exergetischen Bewertung von kommunalen Energiesystemen vorgestellt (Umweltbundesamt 2016c). Die Erkenntnisse dieser Studie werden bei der Definition geeigneter Bewertungsindikatoren für die ausgewählten gegenwärtigen Produktionsprozesse in Deutschland aufgegriffen. Darauf aufbauend werden die definierten exergetischen Bewertungsindikatoren auf die (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse angewendet. Auf Basis dessen wird analysiert, welchen Mehrwert die Anwendung der Indikatoren liefert. Hierfür wird unter anderem analysiert, welche potenziellen Maßnahmen sich aus der Anwendung der exergetischen Indikatoren ableiten lassen, die bei einer rein energetischen Analyse möglicherweise nicht identifiziert worden wären. Zu betonen ist, dass es sich bei der durchgeführten Studie nicht um eine Szenario-Analyse handelt. Es sollen demnach keine möglichen Zusammenhänge zwischen den unterschiedlichen betrachteten Branchen anhand einer möglichen Projektion samt Produktionsmengen via bestimmten Verfahrensrouten dargestellt werden, sondern ein Technologievergleich anhand der Wirkungsabschätzung einer zukünftig veränderten Prozessführung herausgearbeitet werden.

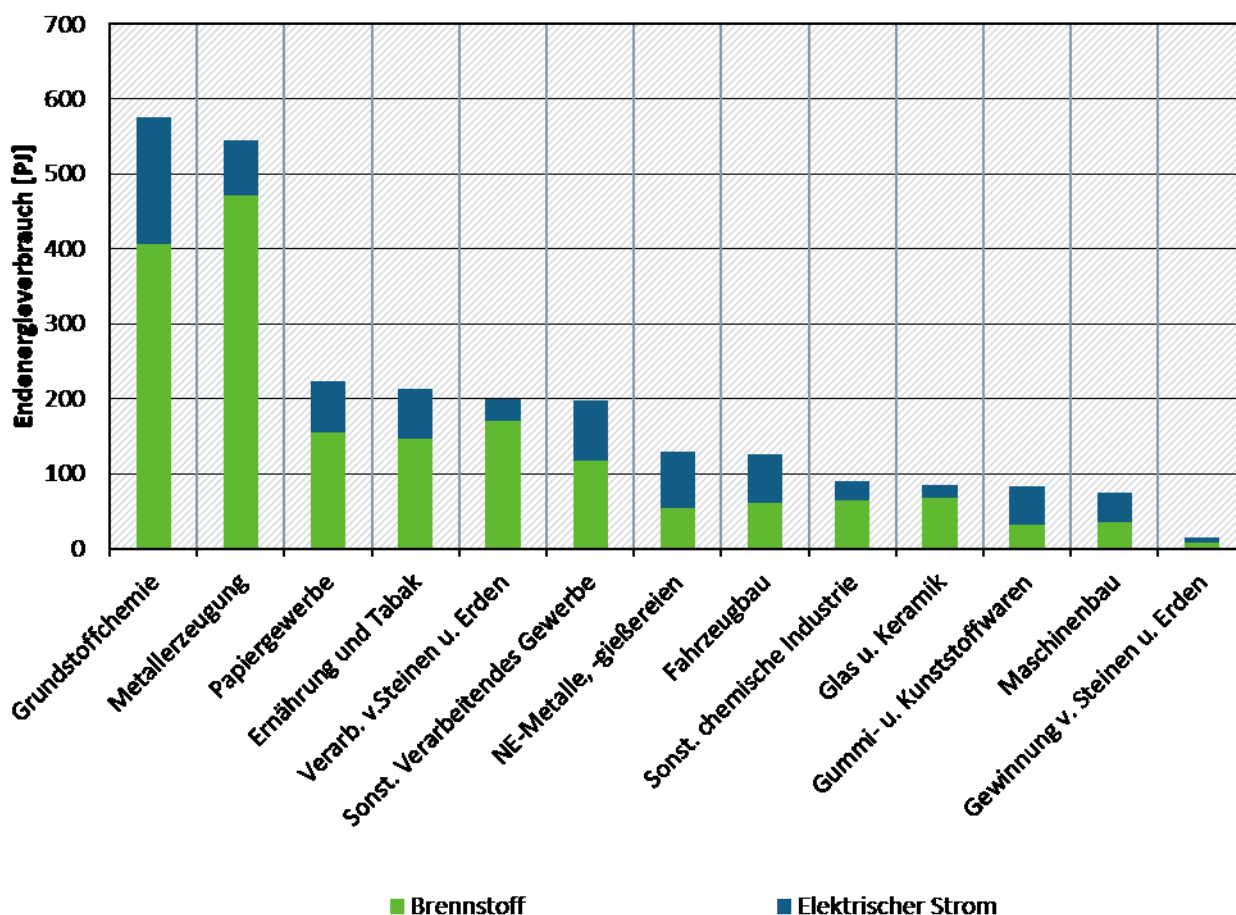
^{III} Produktionsprozesse – Definition und Erläuterung: In dieser Studie werden ausgewählte Produktionsprozesse, die zur Herstellung bestimmter Güter/Produkte in Deutschland eingesetzt werden, untersucht. Ein Produktionsprozess bezeichnet dabei eine Abfolge von Produktionsschritten zur Herstellung von Gütern (bspw. Stahl, Papier, oder Glas).

1.2 Abgrenzung des Untersuchungsrahmens

Nachfolgend erfolgt nach einer kurzen Einleitung die Abgrenzung des Untersuchungsraumes. Diese bezieht sich auf industrielle Produktionsprozesse in Deutschland.

Im Jahr 2017 hatte die produzierende Wirtschaft einen Anteil von ca. 29 % am Endenergieverbrauch Deutschlands. Mit Blick auf die nationalen und internationalen Klimaschutzziele kommt der deutschen Industrie eine besondere Bedeutung zu. Der Fokus dieser Studie liegt auf der Bewertung ausgewählter Produktionsprozesse der energieintensiven Branchen (Stahl-, Glas-, Zement-, Papier- und Chemieindustrie). Diese Branchen hatten im Jahr 2017 einen Anteil von über 50 % am Endenergieverbrauch der deutschen Industrie (siehe (s.) Abbildung 1-3).

Abbildung 1-3: Endenergieverbrauch in der deutschen Industrie 2017



Quelle: Daten zum Endenergieverbrauch basierend auf (AGEB 2019)

Die im Rahmen dieser Arbeit betrachteten Produktionsprozesse sind in der Tabelle 1-1 zusammengefasst. Die Auswahl der jeweiligen Produktionsprozesse einer Branche erfolgte in Abstimmung mit dem Umweltbundesamt und beinhaltet den Hauptprozess bzw. die Herstellung des Hauptprodukts der jeweiligen Branche. Mit Blick auf die Papierindustrie wird die Herstellung von Papier aus Altpapier analysiert. In der chemischen Industrie wird zunächst zwischen zwei Produkten differenziert, namentlich den Olefinen und Ammoniak. Bei der Herstellung von Olefinen liegt der Schwerpunkt auf der Produktion in Dampfspaltöfen, während bei der Herstellung von Ammoniak die Synthesegasherstellung sowie die Ammoniaksynthese analysiert werden. Für die Stahlindustrie liegt der Fokus auf der Herstellung über die Primärroute, d. h. der Produktion von Stahl in integrierten Hüttenwerken. Bei der Zementindustrie wird im Rahmen dieser Arbeit die Produktion im Trockenverfahren bewertet und für

die Glasindustrie die Herstellung von Behälterglas in stirnseitig befeuerten Glasschmelzwannen. Eine Ausführliche Beschreibung und Abgrenzung der gegenwärtigen Produktionsprozesse erfolgt im Abschnitt 3.1. Als (Daten-)Grundlage für die Definition und Parametrierung der gegenwärtigen Produktionsprozesse für die unterschiedlichen Industrien dienen primär die branchenspezifischen BVT-Merkblätter. Tabelle 1-1 zeigt eine Übersicht der entsprechenden Dokumente. Darüber hinaus verwendete Sekundärliteratur ist in den jeweiligen Abschnitten der ausgewählten Branchen (Abschnitt 3.2 bis 3.7) dokumentiert.

Tabelle 1-1: Zusammenfassung der relevanten BVT-Merkblätter für die Definition charakteristischer gegenwärtiger Produktionsprozesse der ausgewählten Industriebranchen und Produkte

Industrie/ Branche	Produkt	Produktionsprozess	BVT-Merkblatt/ Zitationsangabe	Autor
Papier	Papier (div.)	Altpapierverarbeitende Papierherstellung	Pulp, Paper and Board/ BREF PP	Suhr et al. (2015)
Chemie	Olefine	Herstellung in Dampf- spaltöfen	Large Volume Organic Chemical Industry / BREF LVOC	Falcke et al. (2017)
Chemie	Ammoniak	Synthesegasherstellung & NH ₃ -Synthese	Large Volume Inorganic Chemicals – Ammonia, Acids and Fertilisers / BREF LVIC	EC (2007)
Stahl	Stahl	Primärroute (Int. Hütten- werke)	Iron and Steel Produc- tion / BREF IS	Remus et al. (2013)
Zement	Zement	Herstellung im Trocken- verfahren	Cement, Lime and Mag- nesium Oxide / BREF CLM	Kourti et al. (2013)
Glas	Behälter- glas	Herstellung in stirnseitig befeuerten Glaswannen (U-Flamme mit reg. LUFO)	Manufacture of glass / BREF GLS	Scalet et al. (2013)

2 Methodik zur Bewertung der Produktionsprozesse

Im Folgenden werden die relevanten methodischen Grundlagen für die Bewertung von Produktionsprozessen in dieser Studie dargestellt. Die Methodik zur Bewertung von Produktionsprozessen in dieser Studie basiert grundsätzlich auf zwei Schritten. Im ersten Schritt werden Indikatoren definiert anhand derer die Produktionsprozesse bewertet werden sollen (s. Abschnitt 2.1). Im zweiten Schritt werden die zu untersuchenden Produktionsprozesse abstrahiert dargestellt. Zudem werden die für die Berechnung der Indikatoren je Produktionsprozess relevanten Daten in Form von Sachbilanzen recherchiert. Eine Beschreibung der Vorgehensweise in diesem Schritt gibt Abschnitt 2.2.

2.1 Definition von Bewertungsindikatoren

Zur systematischen Bewertung eines effektiven, effizienten und nachhaltigen Umgangs mit den Ressourcen in den Hauptprozessen der deutschen Industrie als auch der Endenergiebereitstellung werden nachfolgend unterschiedliche Bewertungsindikatoren vorgestellt.

Energetisch

Der Begriff Energieeffizienz wird in der Literatur verschiedentlich verwendet. Für ein einheitliches Verständnis als Grundlage für die Definition geeigneter Bewertungsindikatoren wird zunächst auf den Begriff der Energieeffizienz eingegangen. Miller et al. (2016) befassen sich mit den Methoden zur Effizienzbewertung im energiewirtschaftlichen Kontext. Effizienz beschreibt allgemein den „Prozess des „Zustandekommens“ eines angestrebten Ergebnisses (Nutzens)“ (Miller et al. 2016). Der Nutzen im energiewirtschaftlichen Kontext wird häufig als Energiedienstleistung bezeichnet. Eine Energiedienstleistung kann bspw. die Produktion von Gütern oder die Beheizung eines Raums darstellen. Übertragen auf den Begriff Energieeffizienz bedeutet dies in Formelschreibweise (Miller et al. 2016):

$$\text{Energieeffizienz} := \frac{\text{Energiedienstleistung}}{\text{Energieeinsatz}} \quad 2-1$$

Für die Bewertung der Energieeffizienz wird i. d. R. eine gleichbleibende Energiedienstleistung als Grundannahme vorausgesetzt, sodass eine Reduktion des Energieeinsatzes zu einer Steigerung der Energieeffizienz führt. Insbesondere zur Bewertung und Charakterisierung von Produktionsprozessen hat sich in der Literatur die Verwendung des spezifischen Energieeinsatzes (engl. *Specific Energy Consumption*, SEC), in Formel 2-2 als Reziproke der Energieeffizienz, etabliert:

$$\text{SEC} = \text{Energieeffizienz}^{-1} := \frac{\text{Energieeinsatz}}{\text{Energiedienstleistung}} \quad 2-2$$

In dieser Studie bezieht sich der spezifische Energieeinsatz auf die benötigte Energiemenge zur Herstellung einer definierten Menge eines Produktes und wird durch den Bewertungsindikator spezifischer Endenergieverbrauch (EEV) dargestellt. Dabei bezieht sich der spezifische Endenergieverbrauch wie in der Literatur üblich auf die benötigte Energiemenge zur Herstellung von einer Tonne eines Produktes.

Zusätzlich wird der Bewertungsindikator „spezifischer Primärenergieverbrauch“ (PEV) zur Berücksichtigung der benötigten Primärenergie zur Erzeugung eines Produktes festgelegt. Dieser wird aus dem Produkt des spezifischen Endenergieverbrauchs und dem nach DIN V 18599-1 definierten Primärenergiefaktoren (PEF) berechnet.

Tabelle 2-1 fasst die energetischen Bewertungsindikatoren zusammen.

Tabelle 2-1: Übersicht der energetischen Bewertungsindikatoren

Kennzahl	Beschreibung	Berechnung
Spezifischer Primärenergieverbrauch (PEV)	Spezifischer Primärenergieverbrauch der Prozesse pro Tonne Produkt	$PEV = EEV * PEF$
Spezifischer Endenergieverbrauch (EEV)	Spezifischer Endenergiebedarf der Prozesse pro Tonne Produkt	$EEV = \frac{E_{Ges}}{m_{Ges}}$

Exergetisch

Zur Beurteilung des Erhalts an Arbeitsfähigkeit^{IV} bietet sich ergänzend zur energetischen Analyse der Einsatz einer exergetischen Analyse an. Nach dem 2. Hauptsatz der Thermodynamik ist nicht jede Energieform in beliebige andere Energieformen umwandelbar. Der Teil der Energie, der sich unter Mitwirkung einer vorgegebenen Umgebung in jede andere Energieform vollständig umwandeln lässt, wird als Exergie bezeichnet. Anergie bezeichnet den Teil, der keine Arbeit verrichten kann. Es gilt:

$$Energie = Exergie + Anergie \quad 2-3$$

Durch eine exergetische Analyse können im Prozess reale thermodynamische Verluste identifiziert und somit grundsätzliche Möglichkeiten zur Verbesserung des Gesamtwirkungsgrads identifiziert werden. Die nachfolgenden Ausführungen zur exergetischen Bewertung beruhen wesentlich auf Riedl (2006) und Radgen (1996), weitere Quellen sind entsprechend zitiert.

Für die Berechnung der Exergie wird zwischen stofffreier- (Arbeit und Wärme) und stoffstromgebundener Exergie unterschieden. Arbeit $\dot{W}$ ist entropiefrei und stellt somit reine Exergie dar (Exergie der Arbeit $\dot{E}_W$):

$$\dot{E}_W = \dot{W} \quad 2-4$$

Demgegenüber ist die Exergie der Wärme $\dot{E}_Q$ abhängig vom Temperaturniveau, die Berechnung der Exergie der Wärme erfolgt unter Verwendung des Carnot-Wirkungsgrads η_C :

$$\dot{E}_Q = \frac{T - T_u}{T} * \dot{Q} = \eta_C * \dot{Q} \quad 2-5$$

Die stoffstromgebundene Exergie^V $\dot{E}_S$ setzt sich aus mehreren Komponenten zusammen. Diese sind i. W. die physikalische Exergie $\dot{E}_{PH}$ (bzw. thermomechanische Exergie), die chemische Exergie $\dot{E}_{CH}$ sowie die potentielle $\dot{E}_{POT}$ und kinetische Exergie $\dot{E}_{KIN}$ ^{VI}.

$$\dot{E}_S = \dot{E}_{PH} + \dot{E}_{CH} + \dot{E}_{POT} + \dot{E}_{KIN} \quad 2-6$$

$\dot{E}_{POT}$ und $\dot{E}_{KIN}$ sind meist so klein, dass sie im Laufe der weiteren Betrachtung vernachlässigt werden. Ausnahmen mit einem hohen Anteil an potenzieller bzw. kinetischer Exergie sind bspw. Pumpspeicherkraftwerke bzw. Anlagen mit sehr hohen Strömungsgeschwindigkeiten.

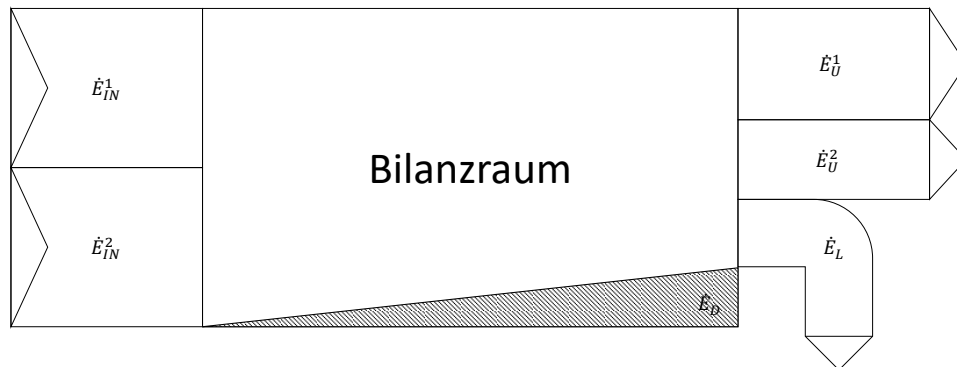
^{IV} „Die in einem System enthaltene technische Arbeitsfähigkeit (Exergie) [...] ist die technische Arbeit, die reversibel aus einem System bei konstanten Umgebungsbedingungen gewonnen werden kann, d. h. abgeführt werden kann.“ (Barth 2016)

^V Die Berechnung der thermomechanischen und der chemischen Exergie ist exemplarisch im Anhang 8.1 dargelegt.

^{VI} Für detaillierte Ausführungen zur Berechnung der einzelnen Komponenten der stoffstromgebundenen Exergie wird auf entsprechende Literatur verwiesen (bspw. Riedl 2006).

Mit Hilfe der obigen Berechnungsgrundlagen wird die exergetische Analyse durchgeführt. Dazu wird die Aufwand-Nutzen-Bilanzierung eingesetzt.

Abbildung 2-1: Schema einer Aufwand-Nutzen-Exergiebilanz



Quelle: (Riedl 2006)

Durch die **Aufwand-Nutzen-Bilanz** werden die austretenden Exergieströme differenziert betrachtet. Dabei wird zwischen den nutzbaren Exergieströmen $\dot{E}_{Use}$, den äußeren Exergieverlusten $\dot{E}_L$ sowie der Exergievernichtung (bspw. Irreversibilität sowie prozessbedingter Exergievernichtung gemäß der Definition der äußeren Exergieverluste) $\dot{E}_D$ unterschieden.

$$\sum \dot{E}_{IN} = \sum \dot{E}_{Use} + \sum \dot{E}_L + \sum \dot{E}_D \quad 2-7$$

Die nutzbaren Exergieströme stellen die angestrebten Produkte eines Produktionsprozesses dar (bspw. Stahl, Papier oder Glas). Die äußeren Verluste umfassen die in den nicht genutzten Stoffströmen gespeicherte Exergie (bspw. Abgas, Abfall). Sie zeigen, welche theoretischen Potenziale durch die Nutzung der Nebenprodukte (bspw. Abwärmenutzung aus Abgasen, stoffliche Nutzung der Hochofenschlacke zur Herstellung von Hüttensand) eines Prozesses bestehen. Analog zu Bühler et al. (2016) erfolgt die Berechnung der Exergievernichtung durch Subtrahieren der nutzbaren Exergie sowie der äußeren Exergieverluste vom Exergieaufwand. Somit umfasst die Exergievernichtung sowohl die Vernichtung durch Irreversibilität im Prozess, als auch durch prozessbedingte Exergievernichtung, bspw. aufgrund von Umweltschutzmaßnahmen. Folglich ist der innere Verlustgrad nicht als theoretisches Minimum zu interpretieren. Die Zuordnung der einzelnen Exergieströme zu den Kategorien Aufwand, Nutzen, Verluste und Vernichtung wird für jeden Produktionsprozess individuell erläutert. In der Tabelle 2-2 sind die aus den vorangegangenen Überlegungen resultierenden exergetischen Bewertungsindikatoren zusammengefasst.

Tabelle 2-2: Übersicht der exergetischen Bewertungsindikatoren

Kennzahl	Beschreibung	Berechnung
Exergetischer Wirkungsgrad	In der Literatur häufig als exergetische Effizienz eines Prozesses bezeichnet. Einfach anzuwenden, am weitesten verbreitete Kennzahl der exergetischen Analyse	$\eta_{IN} = \frac{\sum \dot{E}_{Use}}{\sum \dot{E}_{IN}}$
Äußerer Verlustgrad	Identifikation von Potenzialen durch Nutzung der Nebenprodukte (z. B. Abwärmenutzung, Hochofenschlacke)	$\varepsilon_L = \frac{\sum \dot{E}_L}{\sum \dot{E}_{IN}}$
Innerer Verlustgrad	Identifikation der im Inneren des Bilanzraumes auftretenden dissipativen Verluste. Identifikation von Potenzialen durch Verbesserung der Prozessführung.	$\varepsilon_D = \frac{\sum \dot{E}_D}{\sum \dot{E}_{IN}}$

Eine besondere Herausforderung der exergetischen Analyse stellt die Bilanzierung unterschiedlicher Energieformen insbesondere mit Hinblick auf erneuerbare Energien dar. Jentsch (2010) präsentiert dazu das **Speicherbarkeitsprinzip**. Bargel (2010) schreibt dazu:

Speicherbarkeitsprinzip

„Während Brennstoffe, als Beispiel für gespeichert vorliegende Energieformen, jederzeit der Wandlung in die gewünschte Bedarfsenergie zugeführt werden können, ist z. B. im Falle der Solarenergie eine Energieform vorhanden, die sich der bewussten Kontrolle des Menschen entzieht. Liegt zu einem Zeitpunkt an einem Ort solare Einstrahlung vor, so gibt es die Möglichkeit diese zu nutzen. Wird die Strahlung zu diesem Zeitpunkt jedoch nicht genutzt, ist sie für die vom Menschen gewünschte Nutzung unwiederbringlich verloren.“ (Bargel 2010)

Zu den nicht gespeicherten Energieformen zählen neben der Solarenergie bspw. auch Windkraft sowie weitgehend auch die Laufwasserkraft. Als Konsequenz der obigen Überlegung werden Primärenergieströme in gespeicherter Form vor der Umwandlung bilanziert (bspw. fossile Brennstoffe), während alle nicht gespeicherten Energieformen nach der Überführung in eine gespeicherte Form bilanziert werden (bspw. bei der Solarthermie die im Wärmeträgermedium gespeicherte Energie) (Bargel 2010). Somit können exergetische Effizienzgewinne durch eine Energieträgersubstitution, bspw. von Braunkohlekraftwerken zu Windkraft, bilanziell erfasst werden. Ein Nachteil ist die Tatsache, dass bspw. exergetische Effizienzgewinne eines PV-Moduls bei der Konvertierung der solaren Einstrahlung in elektrischen Strom im Vergleich des heutigen Systems durch angenommene zukünftige Effizienzsteigerungen mit 2050 nicht erfasst werden können.

Ökologisch

Treibhausgasemissionen dienen als Indikator für das sog. Treibhauspotenzial (englisch: *global warming potential* – GWP), das heißt der Beitrag von bestimmten Gasen (sog. Treibhausgasen (THG)) zum Treibhauseffekt. Treibhausgase sind in der Luft vorhandene gasförmige Stoffe. Treibhausgasemissionen können einen natürlichen und einen anthropogenen Ursprung haben. Die anthropogenen Treibhausgase können weiterhin in energiebedingte und prozessbedingte Emissionen unterschieden werden. Während energiebedingte Emissionen aufgrund von Energieverbräuchen (Verbrennung von Energieträgern) entstehen, werden prozessbedingte Emissionen durch chemische Reaktionen in Produktionsprozessen erzeugt. Bei der Analyse von Treibhausgasemissionen werden die sechs Treibhausgase des Kyoto-Protokolls bilanziert (Kohlenstoffdioxid (CO₂), Methan (CH₄), Distickstoffmonoxid (sog. Lachgas, N₂O), Halogenierte Fluorkohlenwasserstoffe (H-FKW), Fluorkohlenwasserstoffe (FKW) und Schwefelhexafluorid (SF₆)). Die Ermittlung von energiebedingten Treibhausgasemissionen geschieht

in der Regel über die Erfassung von Energieverbräuchen (*SEC*) und der Verwendung von Treibhausgasemissionsfaktoren. Zur Bestimmung von prozessbedingten Treibhausgasemissionen werden ebenfalls spezifische Emissionsfaktoren verwendet, die jedoch nicht auf die verbrauchte Energiemenge, sondern in der Regel auf die Produktionsmenge bezogen sind. Die Abgrenzung zwischen energie- und prozessbedingten Emissionen folgt den Ausführungen in „Berichterstattung unter der Klimarahmenkonvention der Vereinten Nationen und dem Kyoto-Protokoll 2016. Nationaler Inventarbericht zum Deutschen Treibhausgasinventar 1990-2014“ des Umweltbundesamts (Umweltbundesamt 2016b). Als Maßeinheit für die Bilanzierung der Treibhausgasemissionen werden CO₂-Äquivalente verwendet. Darüber hinaus werden die CO₂-Emissionen erfasst. Sowohl die Treibhausgas- als auch die CO₂-Emissionen werden jeweils spezifisch bezogen auf die Menge eines produzierten Guts ausgewiesen.

Tabelle 2-3: Übersicht der ökologischen Bewertungsindikatoren

Kennzahl	Beschreibung	Berechnung
Spezifische Treibhausgasemissionen	Erfassung der produktspezifischen energie- und prozessbedingten Treibhausgasemissionen.	$e_{THG} = \frac{E_{THG_eb} + E_{THG_pb}}{m_{Produkt}}$
Spezifische CO ₂ -Emissionen	Erfassung der produktspezifischen energie- und prozessbedingten CO ₂ -Emissionen.	$e_{CO_2} = \frac{E_{CO_2_eb} + E_{CO_2_pb}}{m_{Produkt}}$

Ökonomisch

Im Rahmen dieser Studie werden spezifische energie- und treibhausgasbedingte Kosten für die untersuchten Produktionsprozesse ermittelt, die dann gegebenenfalls im Rahmen von volkswirtschaftlichen Modellen weitere Verwendung finden können. Die Methodik der Kostenberechnung, das Vorgehen für die Produktionsprozesse sowie die Annahmen sind im Folgenden kurz beschrieben.

Die Berechnung von spezifischen Energiekosten (*EnK*) für einen Produktionsprozess erfolgt entsprechend Tabelle 2-4. Da je Prozess mehrere Energieträger auftretenden können ist die Berechnung in der Tabelle mit *j* indiziert. Auf eine Indizierung unterschiedlicher Produktionsprozesse wird aus Übersichtlichkeitsgründen verzichtet. Zur Berechnung der spezifischen Energiekosten (*EnK*) wird der geschätzte Verbrauch des Energieträgers *j* (*EnV_j*) für den betreffenden Produktionsprozess mit den Kosten für den Energieträger (*K_j*; Energieträgerpreise inkl. Steuern und Abgaben, jedoch ohne Mehrwertsteuer) multipliziert. Zudem werden die energiebedingten CO₂-Emissionen für den Verbrauch errechnet und mit CO₂-Zertifikatspreisen behaftet ($\sum_j \dots + EnV_j \cdot CO_{2j} \cdot CK$, wobei *CO_{2j}* die spezifischen Emissionen des Energieträgers darstellen und *CK* die Kosten für Zertifikate). Des Weiteren werden Kosten für prozessbedingte CO₂-Emissionen mitberücksichtigt. Die Kosten werden schließlich bezogen auf eine Tonne Produkt (d.h. spezifisch) dargestellt.

Der Begriff könnte insgesamt somit auch als spezifische energie- und treibhausgasbedingte Kosten aufgefasst und bezeichnet werden. In dieser Studie wird der Begriff aufgrund der Kompaktheit jedoch verkürzt als spezifische Energiekosten verwendet.

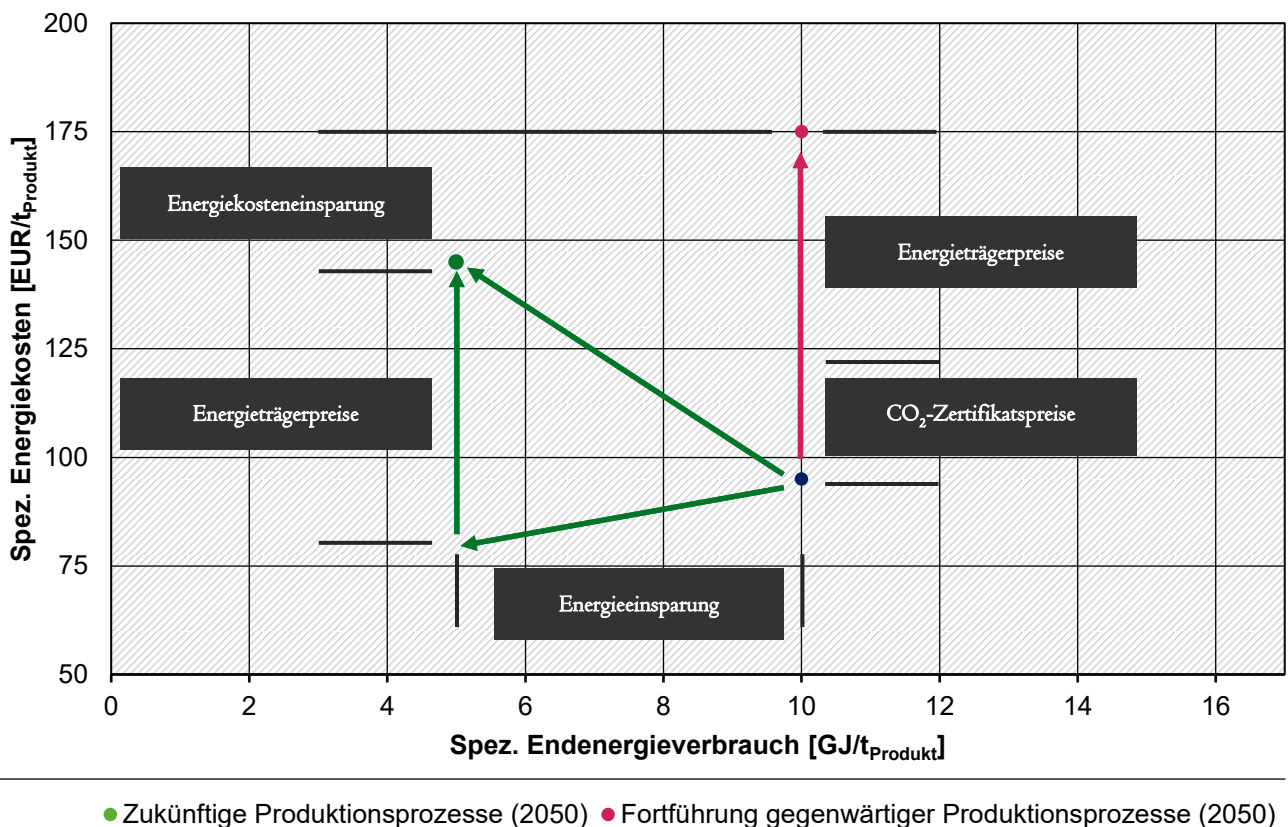
Tabelle 2-4: Übersicht der wirtschaftlichen Bewertungsindikatoren

Kennzahl	Beschreibung	Berechnung
Spezifische Energiekosten (<i>EnK_i</i>)	Spezifische Energiekosten für gegenwärtige und zukünftige Produktionsprozessen für den Zeitpunkt 2050.	$EnK = \frac{(\sum_j (EnV_j \cdot K_j + EnV_j \cdot CO_{2j} \cdot CK)) + CO_{2PB} \cdot CK}{m_{Produkt}}$

Für die untersuchten Produktionsprozesse wird wie im Folgenden beschrieben vorgegangen. Für gegenwärtige Produktionsprozesse werden Energiekosten für den gegenwärtigen Zeitpunkt (2010) und für das Jahr 2050 berechnet. Die berechneten Energiekosten eines gegenwärtigen Produktionsprozesses für das Jahr 2050 stellen somit eine Projektion der Energiekosten für den gegenwärtigen Produktionsprozess in die Zukunft dar. Zudem werden Energiekosten für das Jahr 2050 für mögliche zukünftige Produktionsprozesse berechnet, die den oder die gegenwärtigen Produktionsprozesse (für das gleiche Produkt) substituieren könnten. Eine schematische Darstellung der Vorgehensweise für ein fiktives Beispiel gibt Abbildung 2-2.

In der Abbildung 2-2 ist der spezifische Energieverbrauch des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses niedriger als der spezifische Energieverbrauch des gegenwärtigen Produktionsprozesses. Dies führt in dem Beispiel somit dazu, dass die projizierten spezifischen Energiekosten für den zukünftigen Produktionsprozess für das Jahr 2050 unter den projizierten Energiekosten des gegenwärtigen Prozesses für das Jahr 2050 liegen.

Abbildung 2-2: Schematisches Beispiel zur Entwicklung der spezifischen Energiekosten für den gegenwärtigen und (möglichen) zukünftigen Produktionsprozess



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Die Ergebnisse des Vergleichs der spezifischen Energiekosten für die Fortführung der gegenwärtigen Produktionsprozesse sowie die definierten zukünftigen Produktionsprozesse werden – neben den Annahmen zur Reduktion des spezifischen Endenergieverbrauchs – durch fünf weitere Annahmen bestimmt:

- Entwicklung der Energieträgerpreise,
- Entwicklung des Preis-Spreads zwischen elektrischem Strom und fossilen Energieträgern,

- Entwicklung des Emissionsfaktors von elektrischem Strom,
- Entwicklung der CO₂-Zertifikatspreise sowie
- Menge der kostenlos zugeteilten CO₂-Zertifikate im Verhältnis zum CO₂-Zertifikate-Bedarf.

Eine vollständige Dokumentation aller im Rahmen dieser Analyse getroffenen Annahmen befindet sich im Anhang 8.2 (Tabelle 8-4 und Tabelle 8-5). An dieser Stelle ist darauf hinzuweisen, dass die im Rahmen dieser Analyse ermittelte Entwicklung der spezifischen Energiekosten keine ökonomische bzw. finanzmathematische Analyse mit Blick auf die zukünftigen Produktionsprozesse ersetzt. Beispielsweise werden den erzielbaren Einsparungen mit Blick auf die spezifischen Energiekosten keine kapitalgebundenen Kosten für die zukünftigen Produktionsprozesse respektive die Fortführung des Bestands gegenübergestellt. Ziel der Analyse der spezifischen Energiekosten ist es, den Einfluss der Produktionsprozesse auf die Energiekosten zu analysieren.

Zusammenfassung der Bewertungsindikatoren

Die Auswahl der Bewertungskriterien orientierte sich an der Prämisse, die Hauptprozesse der produzierenden Wirtschaft energetisch, exergetisch, ökonomisch und ökologisch zu bewerten. Alle Bewertungskriterien können in einem fossilen als auch einem regenerativen Energiesystem eingesetzt werden.

Tabelle 2-5: Übersicht der Bewertungsindikatoren

Kennzahl	Symbol	Einheit	Beschreibung
Spezifischer Primärenergieverbrauch	PEV	GJ/t	Spezifischer Primärenergieverbrauch der Prozesse pro Tonne Produkt.
Spezifischer Endenergieverbrauch	EEV	GJ/t	Spezifischer Endenergieverbrauch der Prozesse pro Tonne Produkt.
Exergetischer Wirkungsgrad	η_{IN}	%	In der Literatur häufig als exergetische Effizienz eines Prozesses bezeichnet, da austretende Exergieströme in Nutzexergie und äußere Verluste unterteilt werden.
Äußerer Verlustgrad	ε_L	%	Identifikation der in den Nebenprodukten enthaltenen Verluste.
Innerer Verlustgrad	ε_D	%	Identifikation der im Inneren des Bilanzraumes auftretenden dissipativen Verluste.
Spezifische Energiekosten	EnK_i	EUR (€)/t	Spezifischen Energiekosten für gegenwärtige und zukünftige Produktionsprozessen für den Zeitpunkt 2050.
Spezifische Treibhausgasemissionen	e_{THG}	kg CO ₂ -Äq./t	Erfassung der produktspezifischen energie- und prozessbedingten Treibhausgasemissionen.
Spezifische CO ₂ -Emissionen	e_{CO2}	kg CO ₂ /t	Erfassung der produktspezifischen energie- und prozessbedingten CO ₂ -Emissionen.

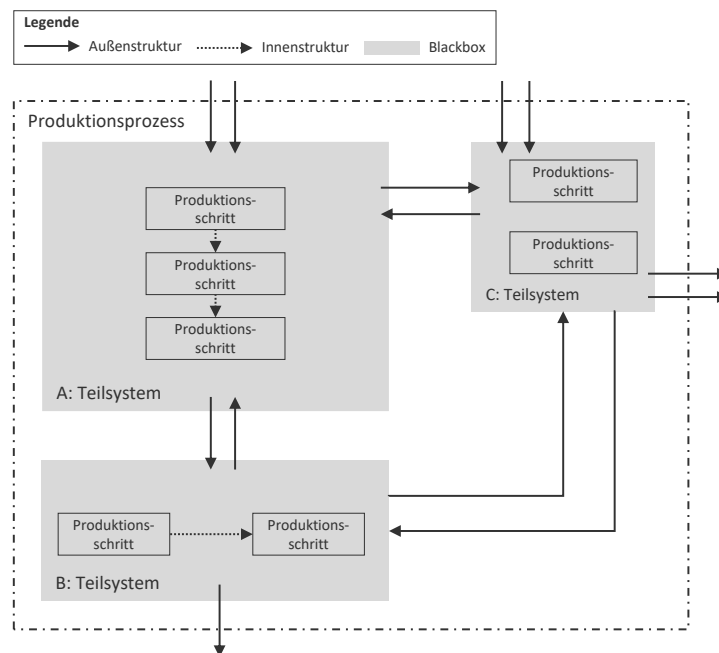
2.2 Abstraktion der Produktionsprozesse

Im Folgenden wird die Systematik zur Abstraktion der Produktionsprozesse beschrieben. In dem Bericht werden ausgewählte Produktionsprozesse, die zur Herstellung bestimmter Güter in Deutschland eingesetzt werden, untersucht. Ein Produktionsprozess bezeichnet dabei eine Abfolge von Produktionsschritten zur Herstellung von Gütern (bspw. Stahl oder Papier). Die Charakterisierung der Produktionsprozesse erfolgt mithilfe von Fließbildern und Massen-/Sachbilanzen (I/O-Bilanzen).

Fließbilder und I/O-Bilanzen

Abbildung 2-3 zeigt ein generisches Fließbild eines Produktionsprozesses. Die Systematik orientiert sich an den Ausführungen in Dyckhoff und Spengler (2010). So wird ein Produktionsprozess aus einer Anordnung von Produktionsschritten sowie unterschiedlichen Flüssen erstellt. Ein Produktionsschritt stellt die kleinste Ebene eines Produktionsprozesses dar. Produktionsschritte werden wiederum durch Flüsse verbunden. Mehrere Produktionsschritte innerhalb eines Produktionsprozesses können zu Teilsystemen (graue Fläche) zusammengefasst werden. Die innerhalb eines Teilsystem existierenden Flüsse werden als Innenstruktur (gepunktete Pfeile) bezeichnet. Die Teilsysteme werden als Blackbox betrachtet, d. h. es werden ausschließlich die ein- und austretenden Flüsse eines Teilsystems, im Folgenden als Außenstruktur (durchgezogene Pfeile) bezeichnet, für die Bewertung herangezogen.

Abbildung 2-3: Systematik zur Definition von Produktionsprozessen in Form von Fließbildern



Quelle: eigene Abbildung, basierend auf (Dyckhoff und Spengler 2010)

Gemäß den vorangegangenen Ausführungen sind für die weiterführende Bewertung insbesondere die Teilsysteme sowie die Außenstruktur relevant. Die Flüsse, die zur Kategorie der Außenstruktur zählen, werden in Form von Massen-/Sachbilanzen dargestellt. Tabelle 2-6 zeigt eine generische Sachbilanz eines Produktionsprozesses (I/O-Bilanz). Eine Sachbilanz besteht dabei aus acht Spalten. Die ersten vier Spalten von links definieren die eintretenden Flüsse und die Spalten fünf bis acht (ebenfalls von links) die austretenden Flüsse. Die Richtung eines Flusses wird durch die Pfeilspitzen dargestellt. Jedem Fluss der Außenstruktur wird eine individuelle Nummer (Spalte 1 und Spalte 5) sowie eine individuelle Bezeichnung (Spalte 2 und Spalte 6) zugeordnet. Ferner wird jeder Fluss der Außenstruktur eindeutig durch eine spezifische Kenngröße parametrisiert (Spalte 3 und Spalte 7). Als Bezugsgröße

dient das jeweils durch den Produktionsprozess produziert Gut, bspw. Papier, Glas oder Stahl. Die für die Parametrierung der Flüsse der Außenstruktur zugrunde gelegten Quellen sind in der Spalte 4 respektive Spalte 8 durch eine Zahl, bspw. 1), dokumentiert.

Tabelle 2-6: Generische Sachbilanz eines Produktionsprozesses

Nr.	Stoff	Input [kg/t _{Papier}]	Quelle	Nr.	Stoff	Output [kg/t _{Papier}]	Quelle
1	Input 1	100,00	1)	3	Output 1	150,00	1)
...	...	...	...	...	...	...	...
n	Input n	200,00	...	m	Output m	145,00	...
...	...	...	...	m+1	Stat. Abweichung	5,00	...

1) Mustermann et al. (2015)

Quelle: eigene Darstellung basierend auf (Dyckhoff und Spengler 2010)

Entweder auf der Seite der eintretenden oder auf Seiten der austretenden Flüsse ist an letzter Stelle der Fluss „Statistische Abweichung“ (Stat. Abweichung) dargestellt (in Tabelle 2-6 in der letzten Zeile auf Seite der austretenden Flüsse). Mit Blick auf den Massenerhaltungssatz muss die Summe der eintretenden Massenströme theoretisch der Summe der austretenden Massenströme entsprechen. In Abhängigkeit der Datenverfügbarkeit können jedoch Abweichung zwischen der Summe der ein- und austretenden Massenströme entstehen. Diese sind bilanziell in der statistischen Abweichung erfasst. Im obigen Beispiel beträgt die statistische Abweichung 5,00 kg/t_{Produkt}. Nimmt der bilanzielle Massenstrom statistische Abweichung den Wert 0,0 an, so entspricht die Summe der eintretenden Massenströme der Summe der austretenden Massenströme.

Gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse

Im Laufe des vorliegenden Berichts wird zwischen gegenwärtigen und (möglichen) zukünftigen Produktionsprozessen unterschieden.

Gegenwärtige Produktionsprozesse bezeichnen in diesem Bericht Produktionsprozesse, die gegenwärtig zur Herstellung bestimmter Güter eingesetzt werden (Basisjahr: 2010). Dabei handelt es sich um typisierte Prozesse, die auf Basis von Literaturrecherche (insbesondere BVT-Merkblättern der Europäischen Kommission) erstellt worden sind. Sie abstrahieren somit von gegenwärtig eingesetzten Produktionsprozessen. Dabei ist darauf hinzuweisen, dass diese Abstraktion aufgrund der Vorgehensweise immer nur eine mögliche (gegenwärtig plausible) Abbildung der Produktionsprozesse darstellt. Es werden somit keine Produktionsprozesse einzelner Produktionsstandorte – bspw. auf Basis gezielter Energieaudits – abgebildet. Die Systemgrenze und Betrachtungstiefe wird individuell für jeden gegenwärtigen Produktionsprozess differenziert nach den herzustellenden Gütern beschrieben.

Mögliche **zukünftige Produktionsprozesse** bezeichnen in diesem Bericht Produktionsprozesse, die möglicherweise im Jahr 2050 zur Herstellung bestimmter Güter eingesetzt werden und somit die gegenwärtigen Produktionsprozesse ersetzen könnten. Dabei handelt es sich ebenfalls um typisierte Prozesse, die auf Basis von Literaturrecherche (insbesondere Fachzeitschriften) erstellt worden sind. Sie abstrahieren somit mögliche zukünftige Produktionsprozesse. Die Systemgrenze und Betrachtungstiefe wird individuell für jeden zukünftigen Produktionsprozess differenziert nach den herzustellenden Gütern beschrieben.

3 Bewertung gegenwärtiger und zukünftiger Produktionsprozesse

Die Bewertung der Folgen der Dekarbonisierung bei der Produktion ausgewählter Güter erfolgt durch einen Zeitpunktvergleich der Jahre 2010 und 2050. Den Ausgangspunkt der weiterführenden Analyse stellt eine Beschreibung wesentlicher Daten und Rahmenannahmen dar (s. Abschnitt 3.1). Anschließend erfolgen die Analyse für die ausgewählten industriellen Produktionsprozesse (s. Abschnitt 3.2 bis 3.7).

3.1 Daten und Rahmenannahmen

Nachfolgend erfolgt zunächst eine Definition der zukünftigen Produktionsprozesse (s. Abschnitt 3.1.1), der zukünftigen Endenergieversorgung (s. Abschnitt 3.1.2) sowie die Dokumentation eines einheitlichen und konsistenten Basisdatensatzes (s. Abschnitt 3.1.3) für die Bewertung der ausgewählten industriellen Produktionsprozesse.

3.1.1 Definition der zukünftigen Produktionsprozesse

Die Definition der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse für die ausgewählten Industriebranchen verfolgen einen explorativen bzw. deskriptiven Ansatz. Entsprechend werden mögliche zukünftige Produktionsprozesse definiert, die mit Blick auf eine möglichst treibhausgasneutrale Produktion der entsprechenden Produkte auf Basis jetziger Erkenntnisse ein vermeintlich großes Potenzial aufweisen. Die Auswahl stellt weder eine Empfehlung mit Blick auf die zukünftigen Prozesse dar, noch sind diese in bestehenden Analysen als die unter volkswirtschaftlichen Gesichtspunkten vermeintlich optimale Lösung identifiziert worden. Ziel der Analyse ist es, den Einfluss auf ausgewählte Bewertungsindikatoren in 2050 zu analysieren, wenn für die im Rahmen dieser Studie betrachteten Prozesse ein Verfahrenswechsel stattfindet.

Die Definition der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse erfolgte in Abstimmung mit den Fachgebieten im Fachbereich III – Nachhaltige Produktion und Produkte, Kreislaufwirtschaft – des Umweltbundesamts. Tabelle 3-1 fasst die im Rahmen dieser Studie betrachteten, möglichen zukünftigen Produktionsprozesse für die Papier-, Chemie-, Stahl-, Zement- und Glasindustrie zusammen. Zusätzlich sind die Abkürzungen der definierten möglichen zukünftigen Produktionsprozesse angegeben, welche zur übersichtlicheren Darstellung in Abbildungen und Tabellen in dieser Studie verwendet werden.

Tabelle 3-1: Definition der betrachteten möglichen zukünftigen industriellen Produktionsprozesse

Industrie (Produkt)	Mögliche zukünftige Produktionsprozesse 2050	Abkürzung des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses
Papier (div. Papier-sorten)	1. Papierherstellung unter Einsatz innovativer Trocknungsprozesse und einer Hochtemperaturwärmepumpe (HT-WP)	1. Papier mit innovativen Trocknungsprozessen und HT-WP
Chemie (Olefine)	1. Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO ₂ & H ₂) und Methanol-to-Olefine (MTO) 2. Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO)	1. Olefine aus CO ₂ & H ₂ 2. Olefine aus Abfall
Chemie (Ammoniak)	1. Ammoniakherstellung mit Wasserelektrolyse, Luftzerlegung & Haber-Bosch-Verfahren	1. Ammoniak durch Elektrolyse und LZA
Stahl	1. Stahlherstellung mit Direct-Reduced-Iron(DRI)-Verfahren und Wasserstoff 2. Stahlherstellung mit DRI-Verfahren und Synthesegas (Syngas) 3. Stahlherstellung mit Hochofen und CCU	1. Stahl mit DRI (H ₂) 2. Stahl mit DRI (Syngas) 3. Stahl mit Hochofen und CCU
Zement	1. Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage 2. Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel, Elektrolyse und Methanisierung	1. Zement mit Oxy-Fuel & LZA 2. Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse
Glas (Behälterglas)	1. Glasherstellung durch elektrisch beheizte Glaswannen 2. Glasherstellung durch den Einsatz einer Oxyfuel-Wanne und synthetischem Methan	1. Glas mit Elektrowanne 2. Glas mit Oxy-Fuel und Syngas

3.1.2 Definition der zukünftigen Endenergieversorgung

Der Bezug von Endenergie in Form von Strom, chemischen Energieträgern (bspw. Erdgas, Kohle oder Mineralöle) oder von Fernwärme an Standorten wird nachfolgend für die beiden betrachteten Jahre 2010 und 2050 erläutert. Die Annahmen basieren dabei auf Umweltbundesamt (2014a).

Für das Jahr 2010 beziehen produzierende Standorte in Deutschland Endenergie durch den in Kapitel 1 beschriebenen Stromerzeugungspfad und Strommix sowie durch Anlieferung der chemischen Energieträger über bekannte Transportwege wie Pipelines, Anlieferung per LKWs oder Schiffe. Dabei wird die Erzeugung und der Transport zum Standort durch den Primärenergiefaktor berücksichtigt.

Für den Bezug von Endenergie produzierender Standorte in Deutschland im Jahr 2050 werden Annahme gemäß THGND 2050 getroffen. Dabei wird davon ausgegangen, dass die gesamte Energieversorgung in Deutschland auf regenerative Energien umgestellt werden kann.

Für den Stromsektor bedeutet dies, dass die Stromerzeugung vollständig durch die erneuerbaren Energiequellen Windenergie auf See und an Land, Photovoltaik, Wasserkraft und Biomasse realisiert wird. Unter dieser Annahme geht man von einem vollständig dekarbonisierten Stromsektor im Jahr 2050 und folglich mit einem CO_2 -Emissionsfaktor von $0 \text{ g}_{\text{CO}_2}/\text{kWh}_{\text{el}}$ für den bezogenen Strom an einem Produktionsstandort.

Der Bezug von chemischen Energieträgern wird im Jahr 2050 nach wie vor hauptsächlich durch fossile Energieträgern bestimmt. Zusätzlich wird synthetisches Methan in Elektrolysen und anschließender Methanisierung durch die Nutzung von (überschüssigem) regenerativen Strom erzeugt. Durch die in dieser Studie betrachteten zukünftigen Produktionsprozesse sollen die direkten CO_2 -Emissionen in industriellen Produktionsprozessen, wenn möglich, vollständig vermieden werden. Unter dieser Prämisse wurde mit dem Fachgebiet III 2.1 des Umweltbundesamts vereinbart, dass bei den möglichen zukünftigen Produktionsprozessen mit Gaseinsatz regenerativ erzeugtes synthetisches Methan für eine maximale Dekarbonisierung eingesetzt wird.

Die Berechnung des energetischen Bewertungsindikators spezifischer Primärenergieverbrauch wird nach Kapitel 2.1 über den Primärenergiefaktor (PEF) berechnet. In der Literatur sind bis dato keine robusten Werte diesbezüglich für synthetisch erzeugtes Methan zu finden, sodass der PEF anhand der Wirkungsgrade für die bei der Erzeugung eingesetzten Elektrolyse und Methanisierung berechnet wurde. Dabei werden die Wirkungsgrade für die Elektrolyse und für die Methanisierung für das Jahr 2050 nach Umweltbundesamt (2014a) auf 72 % bzw. 80% steigen. Hieraus ergibt sich ein PEF von 1,74, welcher in dieser Studie zur Berechnung des spezifischen Primärenergieverbrauchs verwendet wurde.

Für eine bessere Darstellung in Abbildungen und Tabellen wird für das eingesetzte regenerativ erzeugte synthetische Methan in dieser Studie die Abkürzung Syngas verwendet. Dies ist nicht mit dem in der Chemie- oder Stahlindustrie anfallenden Synthesegas zu verwechseln.

3.1.3 Basisdatensatz

Für die einheitliche und konsistente Bewertung der Hauptprozesse der Endenergiebereitstellung sowie der Produktionsprozesse wird zunächst ein Basisdatensatz erhoben. Dieser umfasst den Heizwert sowie die chemische Exergie der Energieträger, die spezifischen Emissionsfaktoren der Energieträger, die gewählten Energieträgerpreise, die Ergebnisse einer Verbrennungsanalyse für die unterschiedlichen Energieträger sowie die energieträger- und temperaturspezifische physikalische Exergie der Abgasmassenströme.

Heizwerte und chemische Exergie der Energieträger

Die Berechnung der energieträgerspezifischen Heizwerte erfolgt über die Erhebung über die Energieverwendung von Statistisches Bundesamt (2011). Dazu wird der Energiegehalt eines Energieträgers (GJ Steinkohle) durch die Menge (t Steinkohle) dividiert. Dies ermöglicht die energieträgerspezifische Berechnung der vom Statistischen Bundesamt verwendeten Heizwerte (GJ/t Steinkohle). Eine Aus-

nahme stellen die gasförmigen Energieträger dar. Hier werden die eingesetzten Mengen in Kubikmetern als Referenzeinheit angegeben, sodass zur Berechnung eines massenbezogenen Heizwerts eine Annahme zur Dichte der Gase zu treffen ist.^{VII}

Die Berechnung der chemischen Exergie erfolgt unter Einbeziehung des zuvor berechneten Heizwerts. Grundsätzlich besteht die chemische Exergie aus einem reaktiven und einem nicht-reaktiven Anteil. „Der reaktive Anteil berücksichtigt die Möglichkeit der chemischen Reaktion von Substanzen, die nicht Teil der Referenzumgebung sind, mit den Substanzen der Umgebung. Der nicht-reaktive Anteil basiert auf einem Konzentrationsunterschied von Referenzsubstanzen im betrachteten Strom gegenüber der Umgebung“ (Bargel 2010). Letzterer wird für Energieträger typischerweise vernachlässigt (Bargel 2010; Riedl 2006). Der reaktive Anteil kann über einen auf den unteren Heizwert bezogenen Qualitätsfaktor abgeschätzt werden (s. Formel 3-1). Die Qualitätsfaktoren werden aus Bühler et al. (2016) übernommen. Im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-3) sind die Heizwerte und die chemische Exergie der Energieträger zusammengefasst.

$$\dot{E}_{CHEM} = H * \Phi \quad 3-1$$

mit

$\dot{E}_{CHEM}$	Chemische Exergie [GJ/t]
H	Heizwert [GJ/t]
Φ	Dimensionsloser Qualitätsfaktor [-]

Emissionsfaktoren

Die Annahmen zu den energieträgerspezifischen Emissionsfaktoren basieren auf den Angaben in *Nationaler Inventarbericht zum Deutschen Treibhausgasinventar 1990-2015* (Umweltbundesamt 2016b), den Ausführungen in *Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix in den Jahren 1990 bis 2015* (Umweltbundesamt 2016d) sowie den *2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories* des Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC 2011). Dort werden die Treibhausgase Kohlenstoffdioxid (CO₂), Methan (CH₄) und Distickstoffmonoxid (N₂O) bilanziert, die F-Gase spielen bei Verbrennung der Energieträger keine signifikante Rolle. Als einheitliche Bewertungsgröße dienen CO₂-Äquivalente. Diese werden anhand des Treibhausgaspotenzials (engl. *global warming potential*, GWP) bestimmt. Die Treibhausgasemissionen des Umwandlungssektors sowie der Emissionsfaktor des deutschen Strommix im Jahr 2010 sind Umweltbundesamt (2016d) entnommen. Die für die Bewertung der energie- und prozessbedingten Emissionen der Hauptprozesse der produzierenden Wirtschaft verwendeten Emissionsfaktoren sind dem *Nationalen Inventarbericht zum Deutschen Treibhausgasinventar 1990-2015* (Umweltbundesamt 2016b) entnommen und im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentiert.

Energieträger- und CO₂-Preise

Die Annahmen zur Entwicklung der Energieträger- und CO₂-Preise basieren auf Bubeck (2017) sowie dem Referenzszenario der Studie „*Entwicklung der Energiemärkte – Energiereferenzprognose*“ von Schlesinger et al. (2014). Letztere spiegelt „die aus Sicht der Autoren wahrscheinlichste Entwicklung der Energiemärkte“ (Schlesinger et al. 2014) in Deutschland wider (Bubeck 2017). Mit Blick auf die Entwicklung des Strommarkts fasst Bubeck (2017) die wichtigsten Determinanten aus Schlesinger et al. (2014) wie folgt zusammen (Bubeck 2017):

- „zunehmende Integration des europäischen Binnenmarkts,

^{VII} Getroffene Annahmen: Dichte Erdgas und sonstige Gase = 0,80 kg/m³ (als Anhaltswert bei Umgebungszustand)

- ▶ *EU-Emissionshandel als Instrument zur THG-Emissionsreduktion,*
- ▶ *Förderung erneuerbarer Stromerzeugungstechniken,*
- ▶ *Ausbau der Übertragungs- und Verteilnetze, zunehmende Sensorik,*
- ▶ *steigende Bedeutung von Demand Side Management.“*

Für die Festlegung der Strompreise wird zwischen stromintensiven (u. a. Glas- und Stahlindustrie) sowie weniger stromintensiven Branchen unterschieden. Es wird angenommen, dass erstere mit Blick auf die internationale Wettbewerbsfähigkeit auch zukünftig von etwaigen Umlagen befreit werden (Bubeck 2017; Schlesinger et al. 2014). Die Energieträgerpreise umfassen alle Steuern und Abgaben exklusive der Mehrwertsteuer.

Für die Berechnung der Kosten für CO₂-Zertifikate werden folgende Annahmen getroffen:

- ▶ Für die Kosten von CO₂-Zertifikaten wird angenommen, dass diesbezüglich für den gegenwärtigen Zeitpunkt (2010) keine Kosten anfallen. Dies wird mit der hohen Zuteilungsmenge an Zertifikaten in der ersten Handelsperiode begründet. Diese führte (insbesondere) in der energieintensiven Industrie dazu, dass die Kosten für CO₂-Zertifikate im Jahr 2010 vernachlässigbar oder nicht vorhanden waren (Cludius und Herman 2014; DEHst 2014).
- ▶ Für das Jahr 2050 werden Annahmen zu CO₂-Preisen aus Bubeck (2017) (basierend auf Schlesinger et al. (2014)) verwendet. Es wird somit angenommen, dass der Preis von CO₂-Zertifikaten den dort angegebenen CO₂-Preisen entspricht.

Für detaillierte Beschreibungen zur Entwicklung der Energieträgerpreise wird an dieser Stelle auf die Ausführungen in Bubeck (2017) verwiesen. Im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-5) sind die Energieträgerpreise sowie die Energieträgerpreisentwicklung zusammengefasst.

Verbrennungsanalyse

Zur Berechnung des Luftbedarfs sowie des anfallenden Abgas- und Ascheanteils bei der Verbrennung der unterschiedlichen Energieträger werden spezifische Kennzahlen hergeleitet, s. Tabelle 8-6. Der stöchiometrische Luftbedarf wird nach Formel 3-2 berechnet (Saacke 2016):

$$m_{L,st\ddot{o}} = \frac{2,6 * H}{10000} * \rho_{Luft} \quad 3-2$$

mit

$m_{L,st\ddot{o}}$ Stöchiometrischer Luftbedarf [kg Luft/kg Brennstoff]

H Heizwert [kJ/kg]

ρ_{Luft} Dichte der Luft [kg/m³]

Durch Multiplikation des stöchiometrischen Luftbedarfs mit dem Verbrennungsluftverhältnis (λ) wird der tatsächliche Luftbedarf ermittelt. Für feste Energieträger (z. B. Braun- und Steinkohle) wird anhand der Ausführungen in Gaderer (2007) der spezifische Aschegehalt berechnet. Anschließend wird der spezifische Abgasmassenstrom nach Formel 3-3 bestimmt:

$$m_{Abgas} = 1 + m_{Luft} - m_{Asche} \quad 3-3$$

mit

m_{Abgas} Spezifischer Abgasmassenstrom [kg Abgas/kg Brennstoff]

m_{Luft} Spezifischer Verbrennungsluftbedarf [kg Verbrennungsluft/kg Brennstoff]

m_{Asche} Spezifischer Aschemassenstrom [kg Asche/kg Brennstoff]

Physikalische Exergie des Abgases

Die Berechnung der physikalischen Exergie des Abgases erfolgt unter Berücksichtigung der energie-trägerspezifischen Abgaszusammensetzung. Dabei ist die physikalische Exergie eines Stoffstroms eine Funktion der Enthalpie und Entropie (s. Formel 3-4).

$$\dot{E}_{PHY} = \dot{m} * (h - h_u - T_u * (s - s_u)) \quad 3-4$$

mit

h	Spezifische Enthalpie
T_u	Umgebungstemperatur
s	Spezifische Entropie
$\dot{m}$	Massenstrom

Zur Berechnung der spezifischen Enthalpie und Entropie wird auf die Stoffdatenbank des National Institute of Standard and Technology (NIST) zurückgegriffen und die *Shomate Gleichung* angewandt (s. Formel 3-5 und Formel 3-6).

$$h - h_u = A_{st} * t + \frac{B_{st} * t^2}{2} + \frac{C_{st} * t^3}{3} + \frac{D_{st} * t^4}{4} + \frac{E_{st}}{t} + F_{st} - H_{st} \quad 3-5$$

$$s = A_{st} * \ln(t) + \frac{B_{st}}{t} + \frac{C_{st} * t^2}{2} + \frac{D_{st} * t^3}{3} - \frac{E_{st}}{2 * t^2} + G_{st} \quad 3-6$$

mit

t	Temperatur T in [K] dividiert durch 1.000
$A_{st} -$ G_{st}	Stoffspezifische Konstanten

Für die Berechnung der physikalischen Exergie des Abgases wird eine brennstoffspezifische Abgaszusammensetzung aus Kohlenstoffdioxid (CO₂), Wasser (H₂O), Stickoxid (N₂) und Sauerstoff (O₂) unterstellt. In Anlehnung an Frenzel und Philipp (2014) erfolgt die Berechnung der physikalischen Exergie des Abgases eines Energieträgers als gewichteter Mittelwert der physikalischen Exergie der Stoffzusammensetzung (s. Formel 3-7).

$$\dot{E}_{PHY}^{Abgas} = \sum_{i=1}^4 x_i * \dot{E}_{PHY,i} \quad 3-7$$

mit

$\dot{E}_{PHY}^{Abgas}$	Physikalische Exergie des Abgases
$\dot{E}_{PHY,i}$	Physikalische Exergie der Moleküle i
x_i	Massenbezogener Anteil der Moleküle i am Abgasmassenstrom [%]
i	CO ₂ , H ₂ O, N ₂ und O ₂

3.2 Herstellung von Papier

Im Jahr 2010 ist Deutschland mit einer Produktion von 23 Mio. Tonnen der europaweit größte Papierproduzent. Dabei ist die Entwicklung der Produktionsmenge seit 2005 näherungsweise konstant (Umweltbundesamt 2014b). Hinsichtlich der produzierten Papiersorten herrscht eine große Vielfalt. Gemessen an ihrem Anteil an der Produktionsmenge wird zwischen Verpackungspapier und -karton (44,7 %), graphischen Papieren (43,6 %) sowie Spezial- (5,9 %) und Hygienepapier (5,8 %) unterschieden (VDP 2017). In Abhängigkeit der Papiersorten werden unterschiedliche Faserstoffkompositionen eingesetzt. Mit einem Anteil von 73 % hat insbesondere die Altpapieraufbereitung eine besondere Relevanz. Theoretisch kann Altpapier bis zu 25 Mal recycelt werden. Solange die Faser chemisch und physikalisch intakt ist, kann sie wieder für die Papiererzeugung genutzt werden. Da mit jedem Recycling die Faserqualität abnimmt und (zu kurze) unbrauchbare Fasern aus dem Prozess ausgeschleust und zur Energieerzeugung genutzt werden, ist ein kontinuierlicher Zufluss von Primärfasern zur Papierherstellung erforderlich. Entsprechend entfallen weitere 27 % auf die Primärfasern (Holz- und Zellstoff). Zur Herstellung von Holz- oder Zellstoffen wird Holz mechanisch und chemisch verarbeitet (Umweltbundesamt 2014b). Eine Beschreibung der Produktionsprozesse erfolgt im Abschnitt 3.2.1. Im Jahr 2010 betrug der Endenergieverbrauch der deutschen Papierindustrie 260,7 PJ (VDP 2012 in Umweltbundesamt 2014b). Dies entspricht einem spezifischen Endenergieverbrauch der deutschen Papierindustrie von 11,31 GJ/t_{Papier}. Die CO₂-Emissionen der deutschen Papierindustrie betrugen im Jahr 2010 ca. 18,7 Mio. Tonnen bzw. 812,20 kg CO₂ je produzierter Tonne Papier (VDP 2012 in Umweltbundesamt 2014b). Dabei variieren die spezifischen Endenergieverbräuche als auch die spezifischen CO₂-Emissionen in Abhängigkeit der produzierten Papiersorte mitunter stark.

Tabelle 3-2: Produktionsmenge, Endenergieverbrauch und CO₂-Emissionen der deutschen Papierindustrie im Jahr 2010

Einheit	Produktion [kt/a]	Endenergieverbrauch		THG-Emissionen	
		Absolut [PJ]	Spezifisch [GJ/t _{Papier}]	Absolut [Mio. t CO ₂]	Spezifisch [kg CO ₂ /t _{Papier}]
Grafische Papiere	10.039	-	-	-	-
Papier, Karton und Pappe für Verpackungszwecke	10.295	-	-	-	-
Hygienepapiere (Maschinenproduktion)	1.343	-	-	-	-
Papier und Pappe für technische und spezielle Verwendungszwecke	1.369	-	-	-	-
Papier (gesamt)	23.046	260,7	11,31	18,7	812,20

Quelle: Produktionsdaten aus (VDP 2017), Endenergieverbrauch und THG-Emissionen aus (VDP 2012 in Umweltbundesamt 2014b), spezifischer Endenergieverbrauch und spezifische CO₂-Emissionen berechnet aus absolutem Endenergieverbrauch respektive absolute CO₂-Emissionen dividiert durch die Produktion.

3.2.1 Gegenwärtige Produktionsprozesse

Im Folgenden werden die zur Herstellung von Papier eingesetzten Produktionsprozesse kurz erläutert. Darauf aufbauend werden die Systemgrenze der Analyse sowie die ermittelten Sachbilanzen beschrieben.

3.2.1.1 Kurzbeschreibung der Produktionsprozesse

Der Aufbau eines charakteristischen Produktionsprozesses in der Papierindustrie ist abhängig von diversen Faktoren, bspw. den produzierten Papiersorten, der eingesetzten Roh-/Faserstoffe (Holz- und Zellstoff, Altpapier) sowie der Tatsache, ob die Faserstoffe am Standort der Papierproduktion hergestellt (bzw. aufbereitet) oder fremdbezogen werden. Trotz der heterogenen Ausprägungen sowie der hohen Prozessintegration können für die Papierindustrie unterschiedliche charakteristische Produktionsprozesse identifiziert werden. Suhr et al. (2015) / BREF PP differenziert entsprechend zwischen fünf unterschiedlichen Produktionsprozessen in der Papierindustrie. Dabei wird auf erster Ebene zwischen der integrierten und nicht-integrierten Papierproduktion unterschieden. Erstgenannte verfügt über eine Faserstoffherstellung bzw. Altpapieraufbereitung, während die zweitgenannte sich ausschließlich auf die Papierherstellung fokussiert und die eingesetzten Faserstoffe fremdbezogen werden. Für die integrierten Papierproduktionen werden weiterhin unterschiedliche Produktionsprozesse in Abhängigkeit der eingesetzten Primär- oder Sekundärfasern unterschieden (s. Tabelle 3-3).

Tabelle 3-3: Charakteristische Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier in Europa

Produktionsprozess	Englische Bezeichnung	BVT-Merkblatt
Integrierte Papierproduktion	-	-
Zellstoffbasierte Papierproduktion	-	-
Sulfatzellstoff- und Papierproduktion	Kraft pulp and paper mills	Kapitel 3
Sulfitzellstoff- und Papierproduktion	Sulphite pulp and paper mills	Kapitel 4
Holzzellstoff- und Papierproduktion	Mechanical pulp and paper mills	Kapitel 5
Altpapierverarbeitende Papierproduktion	Recycled fibre paper mills	Kapitel 6
Nicht-integrierte Papierproduktion	Non-integrated paper mills	Kapitel 7

Quelle: Abgrenzung entnommen aus (Suhr et al. 2015 / BREF PP)

Wie in Abschnitt 1.2 (s. Tabelle 1-1) dargestellt, liegt der Fokus für die weitere Untersuchung auf der Herstellung von Papier aus Altpapier. Entsprechend wird im Folgenden ausschließlich die altpapierverarbeitende Papierproduktion beschrieben. Für weiterführende Informationen zu den übrigen, in der Zellstoff- und Papierindustrie eingesetzten, Produktionsprozessen wird auf entsprechende Fachliteratur verwiesen.

Die Beschreibung der Herstellung von Papier aus Altpapier wird in drei Bereiche untergliedert. Dies sind die Fasergewinnung und -aufbereitung, die Papierverarbeitung und -veredelung sowie die sonstigen Nebenprozesse. Die Ausführungen basieren im Wesentlichen auf Suhr et al. (2015) / BREF PP sowie Vogt et al. (2008).

Fasergewinnung und -aufbereitung

Die Fasergewinnung und -aufbereitung aus Altpapier für die Verwendung als Rohstoff bei der Papierproduktion besteht aus mehreren unterschiedlichen Produktionsschritten. In Abhängigkeit der geforderten Papierqualität variiert der Aufbau der Fasergewinnung und -aufbereitung, wobei dennoch im Wesentlichen die gleichen Produktionsschritte eingesetzt werden. Diese werden nachfolgend in Kürze beschrieben.

Das als Rohstoff eingesetzte Altpapier wird typischerweise als loses Papier oder in Form von Ballen bezogen^{VIII} und am Papierproduktionsstandort zwischengelagert. Dort sortieren Mitarbeiter grobe Verunreinigungen aus dem Altpapier. Vom Papierlager aus wird die eigentliche Fasergewinnung und -aufbereitung mit dem Altpapier bedient. Der erste Schritt der Fasergewinnung und -aufbereitung ist das **Suspendieren** des trockenen Altpapiers in sogenannten Pulpn. Diese stellen einen Rührbottich dar, in dem das Altpapier mit Wasser vermengt wird. Ziel ist die Auflösung des Altpapiers in die Papierfasern durch mechanische oder hydraulische Krafteinbringung. Beim Suspendieren anfallende Abfälle werden in Schmutzfängern abgeführt.

Als zweiter Schritt folgt die **mechanische Reinigung** der aufgelösten Fasern. Dazu werden unterschiedliche Sortier- und Siebvorrichtungen verwendet. In Abhängigkeit der angestrebten Papierqualität werden weitere Prozessschritte, bspw. Dispergierer, durchlaufen.

Als dritter (optionaler) Schritt folgt die **Druckfarbenentfernung** (engl. *deinking*). Diese wird für die Herstellung von Produkten mit hohen Anforderungen an die Helligkeit und Reinheit, bspw. Magazine, eingesetzt. Durch die Zugabe von Chemikalien werden die Farbstoffe von den Fasern gelöst. Nach dem Flotations-Prinzip können die Farbstoffe aus der Faserstoffsuspension entfernt werden. Die bei der Druckfarbenentfernung oder mechanischen Reinigung anfallenden Reststoffe sowie Faser- und Deinking-Schlämme können bei entsprechender Genehmigung nach der siebzehnten Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes (17. BImSchV) in den betriebseigenen Kraftwerken als Sekundärbrennstoff eingesetzt werden.

Den vierten (optionalen) Schritt stellt das **Bleichen** (engl. *bleaching*) dar. Durch Zugabe weiterer Chemikalien, bspw. Wasserstoffperoxid und Natronlauge, können die Fasern in Abhängigkeit von der gewünschten Papierqualität gebleicht werden. Die vier beschriebenen Produktionsschritte können je nach Produkt und eingesetzten Rohstoffen unterschiedlich angeordnet sein und sich gegebenenfalls wiederholen (Suhr et al. 2015 / BREF PP; Vogt et al. 2008).

Papierverarbeitung und -veredelung

Die Verarbeitung und Veredelung des aufbereiteten Altpapiers erfolgen in der Papiermaschine. Diese wird in vier unterschiedliche Bereiche untergliedert. Der erste Abschnitt einer Papiermaschine ist der **Stoffauflauf**. Dort wird die Faserstoffsuspension zunächst durchmischt und anschließend auf das laufende Sieb der Papiermaschine aufgebracht.

Im zweiten Abschnitt folgt die **Sieb- und Presspartie** (sog. wet end) der Papiermaschine. Hier wird die Faserstoffsuspension mechanisch entwässert, mit dem Ziel eine endlose möglichst weitgehend entwässerte Papierbahn zu erzeugen. Im Anschluss daran folgt die **Trockenpartie** (sog. dry end). Hier folgt die thermische Trocknung, typischerweise durch mit Dampf beheizte Trockenzyylinder (Kontakt-trocknung). Es kommen aber auch Konvektionstrocknung und Infrarottrocknung zum Einsatz. Am Ende der Trockenpartie hat das Papier eine Restfeuchte von ca. 5 %. Nahezu die gesamte zugeführte Prozesswärme verlässt die Papierfabrik als Abwärme an der Trockenhaube (Suhr et al. 2015 / BREF PP; Vogt et al. 2008). Die aufwendigen Trocknungsprozesse stellen den energieintensivsten Schritt der Papierherstellung dar (Fleiter et al. 2013).

Der letzte Abschnitt der Papiermaschine ist die **Veredelung**. Hier wird das Papier in Abhängigkeit der geforderten Papierqualität beschichtet, geglättet auf Rollen aufgerollt und geschnitten (Suhr et al. 2015 / BREF PP; Vogt et al. 2008).

^{VIII} Das zur Herstellung von Papier eingesetzte Altpapier (bspw. Zeitungs- und Verpackungspapier) wird zunächst zentral eingesammelt, nach Qualität sortiert und von Verunreinigungen (bspw. Kunststoffabfälle) befreit. Das vorgereinigte Altpapier wird dann – wahlweise als loses Papier oder in Form von Ballen – an die eigentlichen Papierfabriken geliefert. Diese sind typischerweise in der Nähe der Sammel- und Aufbereitungsstandorte. In einigen Fällen findet dies auch am gleichen Standort statt (Suhr et al. 2015 / BREF PP).

Sonstige Nebenprozesse

Neben der Fasergewinnung und -aufbereitung sowie der Papierverarbeitung und -veredelung sind für die Produktion von Papier diverse Nebenprozesse erforderlich, die nicht direkt für die Produktion des Papiers maßgeblich sind, aber eine zentrale Aufgabe innerhalb eines Produktionsprozesses übernehmen. Zu den wichtigsten Nebenprozessen zählt das interne Wassermanagement, die Abwasseraufbereitung, die Reststoff- und Schlammbehandlung sowie die Kraft-Wärme-Kopplungs (KWK)-Anlagen zur Bereitstellung von Wärme (i. d. R. in Form von Prozessdampf) und elektrischem Strom.

Ein wesentlicher Teil der altpapierverarbeitenden Produktionsprozesse ist das **interne Wassermanagement**. Bei der Herstellung von Papier wird an mehreren Stellen im Produktionsprozess Wasser benötigt (bspw. zum Suspendieren). Um den Frischwasserbedarf zu minimieren, wird das eingesetzte Wasser in der Regel zurückgeführt, aufbereitet und erneut eingesetzt (Möbius 2017; Suhr et al. 2015 / BREF PP; Vogt et al. 2008). Das bei der Papierproduktion anfallende Abwasser ist mit unterschiedlichen Stoffen, bspw. Faserresten und Chemikalien, verunreinigt und muss in **Abwasseraufbereitungsanlagen** aufbereitet werden. In Abhängigkeit der Abwasserbelastung werden unterschiedliche Abwasseraufbereitungsanlagen eingesetzt. Eine Übersicht der eingesetzten Abwasseraufbereitungsanlagen, deren Anwendungsgebiete sowie Vor- und Nachteile ist in Suhr et al. (2015) / BREF PP dokumentiert. Die bei der Abwasseraufbereitung anfallenden organischen Abfälle können getrocknet und als Sekundärbrennstoff eingesetzt werden (Suhr et al. 2015 / BREF PP).

Die Energieversorgung der Produktion erfolgt typischerweise durch **KWK-Anlagen** zur Bereitstellung von Wärme und elektrischem Strom. Als Energieträger werden neben den fremdbezogenen Endenergieträger (bspw. Erdgas und Kohlen) auch die bei der Produktion anfallenden Sortierrückstände und Faser-, Deinking- und Belebtschlämme (bspw. aus der Abwasseraufbereitung) als Energieträger eingesetzt. Eine typische KWK-Anlage einer Papierfabrik besteht aus einem Dampfkessel und einer Gegen-druck- oder Entnahmekondensationsturbine. Der Betrieb der KWK-Anlagen erfolgt in der Regel wärmegeführt (Suhr et al. 2015 / BREF PP).

3.2.1.2 Definition der Systemgrenze

Im BVT-Merkblatt für die Zellstoff- und Papierindustrie werden vier typische Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier unterschieden. Die Differenzierung erfolgt dabei anhand des produzierten Papiers. Dieser Definition folgend wird für die geplante Analyse zwischen den folgenden Produktionsprozessen unterschieden (s. Tabelle 3-4).

Tabelle 3-4: Gegenwärtige Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier

Charakteristische Produktionsprozesse	Englische Bezeichnung	BVT-Merkblatt
Altpapierverarbeitende Papierproduktion	-	-
Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier	Newsprint and simple writing and printing paper	Kapitel 6
Herstellung von LWC/SC	LWC/SC paper	Kapitel 6
Herstellung von Hygienepapier	Tissue paper	Kapitel 6
Herstellung von Verpackungspapier	Packaging paper and board	Kapitel 6

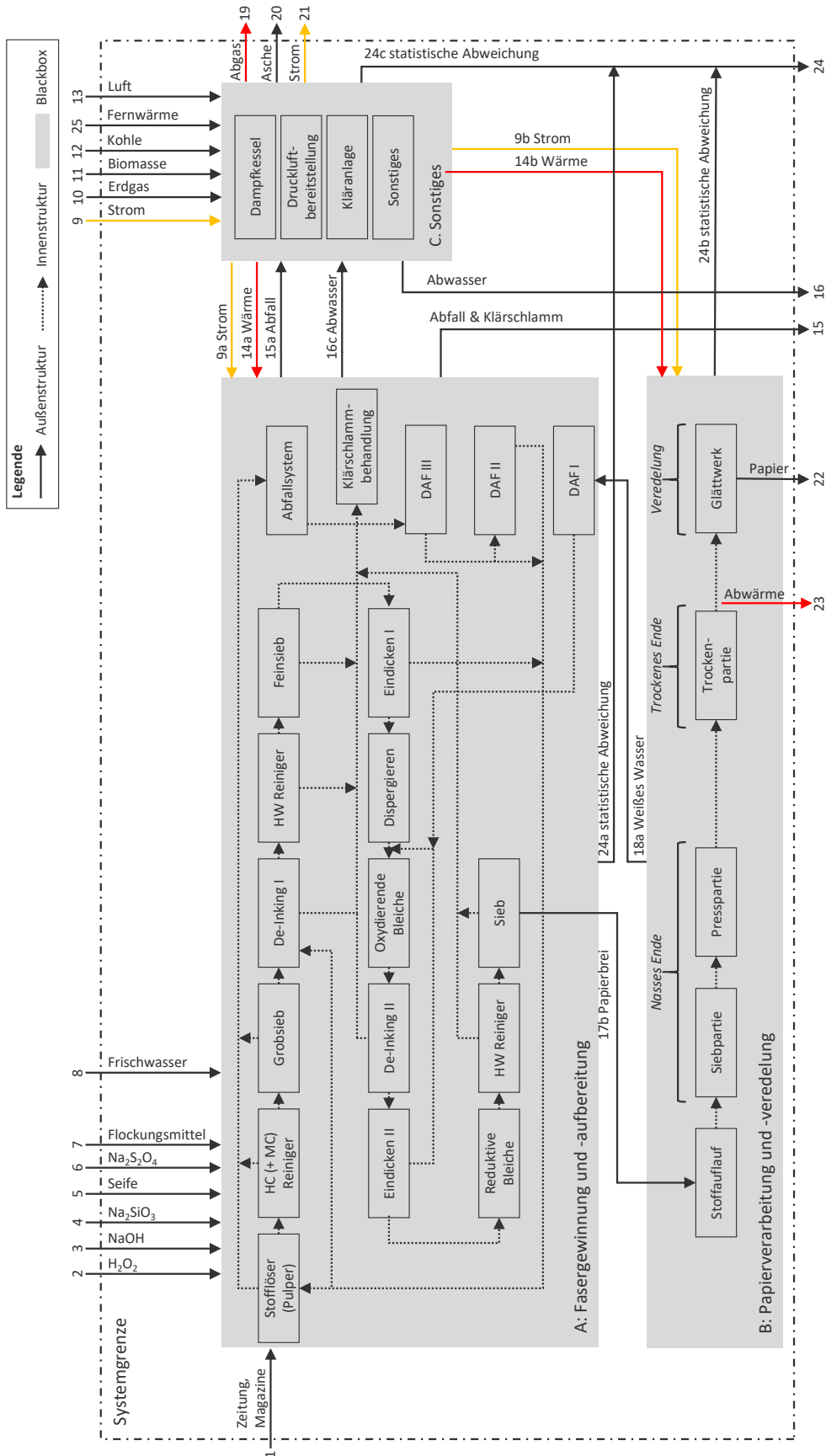
Quelle: Abgrenzung entnommen aus (Suhr et al. 2015 / BREF PP)

Für die weiteren Ausführungen erfolgt die Definition der Systemgrenze am Beispiel der Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier. Die Vorgehensweise erfolgt für die drei weiteren charakteristischen Produktionsprozesse analog. Eine Dokumentation der Systemgrenze in Form von Fließbildern erfolgt im Anhang 8.3 (Abbildung 8-2 bis Abbildung 8-5).

Abbildung 3-1 zeigt die Systemgrenze eines typischen gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier. Die Definition der Systemgrenze erfolgt entsprechend der im Abschnitt 2 beschriebenen Methodik. Entsprechend wird ein Produktionsprozess zunächst in Teilsysteme untergliedert. Für einen typischen Produktionsprozess in der Papierindustrie wird zwischen drei Teilsystemen unterschieden. Dies sind die Fasergewinnung und -aufbereitung (A), die Papierverarbeitung und -veredelung (B) sowie die sonstigen Nebenprozesse (C). Die Aufgliederung eines Produktionsprozesses in die Teilsysteme erfolgte in direkter Abstimmung mit dem zuständigen Fachgebiet III 2.1 des Umweltbundesamts. Im Anschluss wurde die Aufgliederung eines Produktionsprozesses in drei Teilsysteme in Experteninterviews mit Vertretern aus der Papierindustrie diskutiert. Dabei wurde die geplante Aufteilung – mit Blick auf die Zielsetzung der vorliegenden Untersuchung – als sinnvolle Aggregation bestätigt. Die Anordnung der Produktionsschritte innerhalb eines Teilsystems (A) und (B) basiert auf Suhr et al. (2015) / BREF PP.

Abbildung 3-1 ist zu entnehmen, dass bei der Fasergewinnung und -aufbereitung neben der mechanischen Reinigung auch eine Druckfarbenentfernung und ein Bleichen der Fasern stattfindet. Darüber hinaus verfügt der Produktionsprozess über eine Kraft-Wärme-Kopplung (Dampfkessel und Dampfturbine). Weiterführende Informationen zum Produktionsprozess sowie den Teilsystemen und Prozessschritten können der Beschreibung in Abschnitt 3.2.1 sowie den Ausführungen in Suhr et al. (2015) / BREF PP entnommen werden.

Abbildung 3-1: Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier



Quelle: eigene Abbildung, Struktur Teilsysteme A und B entnommen aus (Suhr et al. 2015 / BREF PP)

3.2.1.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Für die im Rahmen dieser Arbeit geplanten Analysen werden zunächst Sachbilanzen für die charakteristischen Produktionsprozesse erstellt. Primäre Datengrundlage ist das BVT-Merkblatt der Zellstoff- und Papierindustrie (Suhr et al. 2015 / BREF PP). Die für diese Untersuchungen relevanten Kapitel sind in der Tabelle 3-5 zusammengefasst. Das Kapitel 2 umfasst die wesentlichen Informationen für die sonstigen Nebenaggregate. Im Kapitel 6 wird insbesondere die Faseraufbereitung und -gewinnung und im Kapitel 7 die Papierverarbeitung und -veredelung dargestellt.

Tabelle 3-5: Zuordnung der relevanten Abschnitte des BVT-Merkblatts zu den Teilsystemen der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur altpapierverarbeitenden Papierproduktion im Basisjahr 2010

Gegenwärtiger Produktionsprozess	BVT-Merkblatt	
	Kapitel	Titel
Altpapierverarbeitende Papierproduktion	-	-
C: Sonstige Nebenprozesse	Kapitel 2	Common processes and techniques for the whole pulp and paper sector
A: Faseraufbereitung und -gewinnung	Kapitel 6	Processing of paper for recycling
B: Papierverarbeitung und -veredelung	Kapitel 7	Papermaking and related processes

Quelle: Basierend auf (Suhr et al. 2015 / BREF PP)

Die nachfolgenden Ausführungen beschreiben die Herleitung der Sachbilanzen für die Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier. Die Herleitung für die drei weiteren gegenwärtigen Produktionsprozesse erfolgt analog. Im Anhang 8.3 (Tabelle 8-7) sind die Sachbilanzen dokumentiert. Die Abbildung 3-2 zeigt die aggregierte Massenbilanz in Form eines Sankey-Diagramms für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier.

Wie im Abschnitt 3.1 beschrieben, stellen die BVT-Merkblätter die primäre Datenquelle für Parametrierung dar. Abbildung 3-1 sind die anhand der Ausführungen in Suhr et al. (2015) / BREF PP identifizierten Massenströme für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier zu entnehmen. Dabei kann grundsätzlich zwischen Rohstoffen und Energieträgern differenziert werden. Die spezifischen Massenströme der Rohstoffe 1 bis 8, 16, 16c und 22 wurden auf Basis der Angaben in Suhr et al. (2015) / BREF PP berechnet. Beispielsweise wird der Bedarf an Wasserstoffperoxid (H_2O_2) bei der Druckfarbenentfernung mit 5 bis 25 $\text{kt}/\text{t}_{\text{Altpapier}}$ (Mittelwert 15 $\text{kt}/\text{t}_{\text{Altpapier}}$) beziffert (Suhr et al. 2015 / BREF PP). Bei 1.241 kg Altpapier je Tonne Papier führt dies zu einem mittleren spezifischen H_2O_2 -Bedarf von 18,61 $\text{kg}/\text{t}_{\text{Papier}}$.

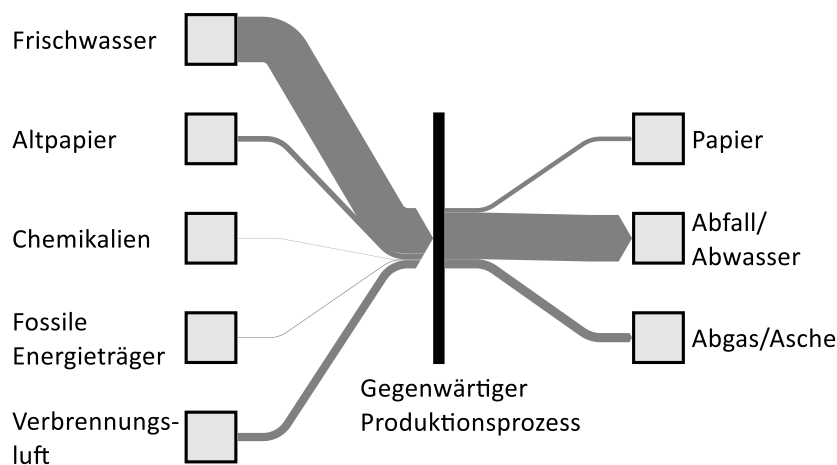
Die spezifischen Massenströme 15 und 15a (Abfall) werden ebenfalls anhand der Angaben in Suhr et al. (2015) / BREF PP zur spezifischen Abfallmenge sowie dem organischen Anteil an der Abfallmenge berechnet. Dabei wird die Annahme getroffen, dass der organische Anteil des Abfalls als Sekundärbrennstoff in der werkseigenen KWK-Anlage genutzt wird, während der anorganische Anteil die Systemgrenze als Abfall verlässt.

Für die Berechnung des spezifischen Massenstroms 17b wird, basierend auf den Ausführungen in UPM Kymmene (2010), die Annahme getroffen, dass die Faserstoffsuspension einen Wasseranteil von 99 % besitzt. Folglich sind zur Produktion von einer Tonne Papier etwa 100 Tonnen Papierbrei erforderlich.

Die Massenströme 18a, 24, 24a, 24b und 24c wurden anhand einer Massenbilanz für die Teilsysteme A bis C bzw. den gesamten gegenwärtigen Produktionsprozess bestimmt.

Es gilt: $\sum \text{eintretende Massenströme} = \sum \text{austretende Massenströme}$.

Abbildung 3-2: Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Mit Blick auf den Energieverbrauch werden in Suhr et al. (2015) / BREF PP der spezifische Stromverbrauch sowie der spezifische Wärmebedarf für den gesamten Produktionsprozess, die Fasergewinnung und -aufbereitung sowie die für die Produktion erforderliche Nebenaggregate dokumentiert. Entsprechend kann der spezifische Energieverbrauch der Papierverarbeitung und -veredelung aus der Differenz zwischen dem Energieverbrauch des gesamten Produktionsprozesses und Summe des Energieverbrauchs der Fasergewinnung und -aufbereitung sowie des Energieverbrauchs der für die Produktion erforderlichen Nebenaggregate ermittelt werden. Die Tabelle 3-6 fasst den spezifischen Stromverbrauch sowie den spezifischen Wärmebedarf für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier zusammen.

Tabelle 3-6: Spezifischer Stromverbrauch sowie Wärmebedarf für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier

	Einheit	Gegenwärtiger Produktionsprozess ($\sum$ A bis C)	A: Fasergewinnung und -aufbereitung	B: Papierverarbeitung und -veredelung ²⁾	C: Sonstige Nebenaggregate
El. Strom ¹⁾	GJ/t _{Papier}	4,08	1,22	2,64	0,22
Prozesswärme ¹⁾	GJ/t _{Papier}	4,61	0,64	3,97	-

¹⁾ Daten basierend auf Suhr et al. (2015) / BREF PP

²⁾ Berechnet aus Summe (A bis C) abzgl. Teilsystem A und Teilsystem C

Anhand der Angaben in Suhr et al. (2015) / BREF PP sind keine Rückschlüsse auf die eingesetzten Endenergieträger zur Wärmebereitstellung möglich. Entsprechend müssen diese rechnerisch ermittelt werden. Die meisten Produktionsprozesse verfügen über eine KWK-Anlagen (Suhr et al. 2015 / BREF PP). Darauf aufbauend wird zunächst die Annahme getroffen, dass auch der definierte gegenwärtige Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier über eine KWK-Anlage verfügt. Dabei werden vornehmlich Dampfkessel in Kombination mit Gegendruck-

turbinen oder Entnahmekondensationsturbinen eingesetzt. Für die Berechnung des Endenergieverbrauchs wird ein Gesamtnutzungsgrad der KWK-Anlage von $\eta_{\text{Ges}} = 90 \%$ und eine Stromkennzahl von $\sigma = 0,3$ angenommen (Suhr et al. 2015 / BREF PP). Der Betrieb der KWK-Anlagen erfolgt wärmegeführt (Suhr et al. 2015 / BREF PP). Mit Blick auf die eingesetzten Endenergieträger wird nach Rücksprache im Fachgebiet III 2.1 des Umweltbundesamts die Annahme getroffen, dass der Branchenmix gemäß VDP (2017) eingesetzt wird. Dies entspricht offensichtlich keinem realen Produktionsprozess, da typischerweise immer nur ein Hauptenergieträger zum Einsatz kommt, führt aber mit Blick auf die Treibhausgasemission zu den geringsten Abweichungen von den Statistiken des VDP und entspricht den durchschnittlichen spezifischen Emissionen der deutschen Papierindustrie.

Die Berechnung der spezifischen Massenströme 13, 19 und 21 erfolgt anhand der Verbrennungsanalyse der eingesetzten Endenergieträger (s. Anhang 8.2: Tabelle 8-6). Dazu wird der spezifische Endenergieträgereinsatz mit den energieträgerspezifischen Angaben zum spezifischen Verbrennungsluftmassenstrom sowie zum spezifischen Abgasmassenstrom und spezifischen Aschemassenstrom multipliziert.

Neben den Massenströmen sind für die exergetische Analyse auch die Temperaturen relevant. Mit Blick auf den definierten Produktionsprozess betrifft dies die Prozesswärme, die Temperatur des Abwassers, die Temperatur des Abgases der KWK-Anlagen, die Temperatur der Abwärme an der Trockenhaube sowie die Fernwärme. Die Tabelle 3-7 fasst die zugrunde gelegten Temperaturen zusammen.

Tabelle 3-7: Angenommene Temperaturen für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier

Nr.	Name	Temperatur [°C]	Quelle
14a	Prozesswärme Fasergewinnung und -aufbereitung	70	1)
14b	Prozesswärme Papierverarbeitung und -veredelung	145	1)
16c	Abwasser	40	2)
18a	Weißes Wasser	45	3)
19	Abgas KWK-Anlage	160	4)
23	Abwärme Trockenhaube	70	2)
25	Fernwärme	110	3)

1) Ahola (2014); 2) Hirzel et al. (2013); 3) Eigene Annahme: Nach Rücksprache im Fachgebiet III 2.1 des Umweltbundesamts; 4) Vogt et al. (2008)

3.2.2 Zukünftige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine Analyse der (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse im Jahr 2050. Die Analyse baut dabei auf den Ergebnissen der Ist-Analyse für das Basisjahr 2010 auf (s. Abschnitt 3.2.1). Folglich liegt der Fokus der Untersuchung weiterhin auf der Herstellung von Papier überwiegend aus Altpapier (altpapierverarbeitende Papierfabriken). Die Beschreibung der Analysen erfolgt dabei – in Anlehnung an die Struktur des Abschnitts 3.2.1 – in drei Abschnitten. Einleitend erfolgt im Abschnitt 3.2.2.1 eine Kurzbeschreibung der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse. Anschließend werden im Abschnitt 3.2.2.2 die Systemgrenzen der Analyse definiert. Es folgt eine Charakterisierung der Sachbilanzen im Abschnitt 3.2.2.3.

3.2.2.1 Kurzbeschreibung der zukünftigen Produktionsprozesse

Nach Abstimmung im Fachgebiet III 2.1 des Umweltbundesamts stehen im Rahmen der Analyse der Papierindustrie innovative Trocknungsprozesse sowie alternative/strombasierte Technologieoptionen zur Prozesswärmebereitstellung im Fokus (vgl. Tabelle 3-1).

Innovative Trocknungsprozesse

Im Rahmen einer Literatursichtung werden zunächst innovative Trocknungsprozesse für die Papierindustrie identifiziert. Dabei werden in der Literatur drei unterschiedliche Verfahren mehrfach diskutiert: die Impulstrocknung (engl. *impulse drying*), die Kondensationsbandtrocknung (engl. *condensing belt drying*) sowie die Impingement-Trocknung (engl. *impingement-drying*). Nachfolgend werden die genannten Trocknungsverfahren in Kürze beschrieben. Für weiterführende Informationen wird auf entsprechende Fachliteratur verwiesen.^{IX}

Bei der **Impulstrocknung** wird das Papier mit hohem Druck zwischen einer heißen rotierenden Rolle sowie einer statischen konkaven Form in einen Walzenspalt gepresst. Somit kombiniert die Impulstrocknung die mechanische und thermische Trocknung; es kommt zu einer Wärmezufuhr unter Druckaufbringung. Die Angaben zum erzielbaren Energieeinsparpotenzial variieren mitunter stark. Mit Blick auf das Wärmeeinsparpotenzial variieren die Angaben zwischen 10 bis 75 % (de Beer 1998 und Lockie 1998 in Kramer et al. 2009) bzw. 0,44 bis 2,1 GJ/t_{Papier} (Suhr et al. 2015 / BREF PP; Lockie 1998 in Kramer et al. 2009). Im Gegensatz dazu rechnen Martin et al. (2000) mit einem Brennstoffeinsparpotenzial von 20 %. Einige Studien geben an, dass die Impulstrocknung zu einem Anstieg des Stromverbrauchs um 5 bis 10 % führe (de Beer 1998 in Kramer et al. 2009). Obwohl die Impulstrocknung bereits seit über 25 Jahren erforscht und diverse Pilotanlagen gebaut wurden, konnte bisher keine Marktreife erzielt werden (Fleiter et al. 2012; Kramer et al. 2009; de Beer 1998).

Bei der **Kondensationsbandtrocknung** wird das Papier in einer Trocknungskammer an einem heißen Stahlband entlanggeführt; es kommt zu einer Kontakttrocknung. Durch den Kontakt des Papiers mit dem heißen Stahlband wird das Wasser verdampft. Das Wärmeeinsparpotenzial beträgt 10 bis 20 % (Fleiter et al. 2012; Martin et al. 2000 in Kramer et al. 2009) bzw. 1,6 GJ/t_{Papier} (Martin et al. 2000 in Kramer et al. 2009). Erste Anlagen der Kondensationsbandtrocknung wurden bereits in den 1990er Jahren in Betrieb genommen (Suhr et al. 2015 / BREF PP; Fleiter et al. 2012; Kramer et al. 2009; Mujumdar 2006).

Bei der **Impingement-Trocknung** wird ein heißes Medium (Luft oder Dampf) mit hoher Geschwindigkeit auf die Papierbahn geblasen. Dieses Verfahren wird bereits bei der Beschichtungstrocknung eingesetzt. Bei dem Einsatz der Impingement-Trocknung kommt es zu einer Reduktion des Wärmebedarfs bei gleichzeitigem Anstieg des Strombedarfs (Kramer et al. 2009; Mujumdar 2006). Das Wärmeeinsparpotenzial beträgt 10 bis 40 % bei einem gleichzeitigen Anstieg des Stromverbrauchs um bis zu 5 % (Martin et al. 2000 in Kramer et al. 2009).

Den in Entwicklung befindlichen innovativen Trocknungsprozessen werden unterschiedliche Energieeinsparpotenziale und Markteintrittsreife zugeschrieben (Fleiter et al. 2012). Dieses Bild spiegelt sich in den Ergebnissen der Literatursichtung wieder. Grundsätzlich ist zum heutigen Zeitpunkt nicht erkennbar, welches Trocknungsverfahren sich bis 2050 durchsetzen wird. Diverse Studien deuten jedoch darauf hin, dass – unabhängig vom tatsächlich umgesetzten Trocknungsverfahren – signifikante Wärmeeinsparungen möglich sein werden. In Abstimmung mit dem Fachgebiet III 2.1 des Umweltbundesamts wird eine Reduktion des Wärmebedarfs bei der Papierverarbeitung und -veredelung um 20 % gegenüber 2010 angenommen.

^{IX} Fachliteratur zu Trocknungsprozessen in der Papierindustrie: (u. a. Suhr et al. 2015 / BREF PP; Kramer et al. 2009; Mujumdar 2006).

Prozesswärmebereitstellung

Die Bereitstellung der Prozesswärme erfolgt klassischerweise durch werkseigene KWK-Anlagen. Eine weit verbreitete Konfiguration stellt die Kombination aus Dampfkessel mit Gegendruck- oder Entnahmekondensationsturbinen dar (Suhr et al. 2015 / BREF PP). Eine Besonderheit der Papierindustrie ist, dass im Vergleich zu anderen energieintensiven Industrien (bspw. Stahl-, Glas- und Chemieindustrie) das erforderliche Temperaturniveau der Prozesswärme vergleichsweise niedrig ist ($<200^{\circ}\text{C}$). Dies eröffnet zukünftig die Möglichkeit für den Einsatz von Hochtemperaturwärmepumpen zur Bereitstellung der Prozesswärme.

Eine Wärmepumpe ermöglicht das Anheben des Temperaturniveaus eines Wärmestroms durch Zuführung von Arbeit (Wolf 2017). Bereits zum heutigen Zeitpunkt sind Wärmepumpen verfügbar, die Wärme bis zu einem Temperaturniveau von $\sim 110^{\circ}\text{C}$ mit einem Temperaturhub von 70 K bei einer Leistungszahl (COP) von 2 bereitstellen (Wolf 2017). Ferner existieren bereits Pilotanlagen, die Temperaturen von $\sim 130^{\circ}\text{C}$ ermöglichen. Durch die Kombination aus einer Kompressionswärmepumpe und eines Brüdenverdichters wurden in einer in Japan gebauten Anlage bereits Dampftemperaturen von 165°C bei einem Temperaturhub von 95 K erreicht (Kobe Steel Ltd. et al. 2011). Der Hersteller Viking Heat Engines bietet bereits heute Wärmepumpen mit Endtemperaturen von bis zu 160°C an. Die hohen Temperaturen werden dabei durch eine Kaskadierung mehrerer Wärmepumpen erreicht (Viking Heat Engines 2018b).^x Allerdings sind die verfügbaren Leistungsgrößen der einzelnen Anlagen noch sehr niedrig ($<100\text{ kW}$). Insbesondere die Weiterentwicklung der eingesetzten Kältemittel^{xi} sowie die Entwicklung neuer Verdichter lassen in den nächsten Jahren einen weiteren Anstieg der erzielbaren Temperaturen und der Leistungsgrößen erwarten (Wolf 2017). Bereits kurz- bis mittelfristig wird die Entwicklung von marktreifen Wärmepumpen erwartet, die Temperaturen von bis zu 165°C erreichen können (Wolf et al. 2018). Dies ermöglicht den Einsatz von Wärmepumpen zur Wärmeversorgung in der Papierindustrie. Als Wärmequelle zur Bereitstellung von Prozesswärme in der Papierindustrie kann die Trocknerabluft (Trockenhaube) dienen. Ob die vorliegende Abwärme der Trocknerabluft für die Deckung des gesamten Prozesswärmebedarfs ausreicht, erfordert eine werksspezifische Analyse. Gegebenenfalls ist ergänzend eine elektrische oder solare Zusatzheizung erforderlich.

3.2.2.2 Definition der Systemgrenze

Die Definition der Systemgrenzen für die zukünftigen Produktionsprozesse basiert auf den Ausführungen zur Ist-Analyse (s. Abschnitt 3.2). Folglich wird ein Produktionsprozess auch zukünftig in die drei Teilsysteme Fasergewinnung und -aufbereitung, Papierverarbeitung und -veredelung sowie sonstige Nebenaggregate aufgegliedert (vgl. Abbildung 3-1 bzw. Anhang 8.3: Abbildung 8-2 bis Abbildung 8-5). Mit Blick auf die definierten zukünftigen Produktionsprozesse finden Veränderungen in den Teilsystemen Papierverarbeitung und -veredelung (B) sowie sonstige Nebenaggregate (C) statt. In der Papierverarbeitung und -veredelung könnten zukünftig innovative Trocknungsprozesse eingesetzt werden. Die Topologie des Teilsystems wird dadurch nicht beeinflusst. Die damit einhergehende Veränderung des Prozesswärmebedarfs wird im folgenden Abschnitt 3.2.2.3 beschrieben. Im Teilsystem sonstige Nebenaggregate könnten zukünftig Hochtemperaturwärmepumpen zur Prozesswärmebereitstellung eingesetzt werden. Dazu wird Abwärme der Trockenpartie als Wärmequelle genutzt. Die durch den Einsatz der Hochtemperaturwärmepumpe einhergehende Veränderung des Endenergiebedarfs wird ebenfalls im Abschnitt 3.2.2.3 beschrieben.

^x In einem schriftlichen Austausch mit dem Hersteller Viking Heat Engines wurde dargelegt, dass bereits heute bei einer Abwärmetemperatur von 80°C Niederdruckprozessdampf mit einer Temperatur von 165°C mit einem COP von 2,3 und mit einer Temperatur von 145°C mit einem COP von 3,3 erzeugt werden kann (kleiner Leistungsbereich). Wärmepumpen mit großen thermischen Leistungen (zweistelliger MW-Leistungsbereich) befinden sich bereits in der Entwicklung. Erste Hochtemperaturwärmepumpen wurden bereits in der Nahrungsmittelindustrie installiert, auch Gespräche mit Unternehmen aus der Papierindustrie werden bereits geführt. Für Hochtemperaturanwendungen sind jedoch Stand heute die verfügbaren thermischen Leistungen noch nicht ausreichend (Viking Heat Engines 2018a).

^{xi} Eine Übersicht zum Stand der Forschung bei der Entwicklung von Kältemittel für Hochtemperaturwärmepumpen ist Wolf (2017) zu entnehmen.

3.2.2.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Analog zur Ist-Analyse sind für die zukünftigen Produktionsprozesse zunächst konsistente Sachbilanzen zu erstellen. Dies erfolgt, wie schon im Abschnitt 3.2, am Beispiel der Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier. Die Herleitung für die drei weiteren Produktionsprozesse erfolgt analog. Im Anhang 8.3 (s. Tabelle 8-8) sind die Sachbilanzen dokumentiert. Die Massenströme des definierten zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier können zunächst den Kategorien Rohstoffe und Energieträger zugeordnet werden. Mit Blick auf den zukünftigen Produktionsprozess wird ein gleichbleibender spezifischer Rohstoffeinsatz im Vergleich zu dem gegenwärtigen Produktionsprozess angenommen. Dies betrifft die Massenströme 1 bis 8, 15 bis 18b, 22 sowie 24 bis 24c (vgl. Abschnitt 3.2.1.3).

Änderungen durch den Einsatz innovativer Trocknungsprozesse sowie industrieller Hochtemperatur-Wärmepumpen betreffen den spezifischen Nutz- bzw. Endenergiebedarf. So wird, basierend auf den Ergebnissen der Literatursichtung (s. Abschnitt 3.2.2.1) und in Abstimmung mit dem Fachgebiet III 2.1 des Umweltbundesamts, eine Reduktion des Wärmebedarfs bei der Papierverarbeitung und -veredelung um 20 % gegenüber dem gegenwärtigen Produktionsprozess angenommen. Dies stellt eine vergleichsweise konservative Annahme mit Blick auf die identifizierten Einsparpotenziale von bis zu 75 % durch den Einsatz innovativer Trocknungsprozesse dar.

Ferner wird die Annahme getroffen, dass zukünftig marktreife Hochtemperaturwärmepumpen existieren, die – mit Blick auf das erforderliche Temperaturniveau sowie die erforderliche thermische Leistung – für die Bereitstellung der Prozesswärme in der Papierindustrie geeignet sind. Die Leistungszahl wird dabei konservativ mit 2,0 abgeschätzt. Bereits heute existieren Wärmepumpen die einen Temperaturhub von 80 °C auf 165 °C mit einem COP von 2,3 ermöglichen (s. Abschnitt 3.2.2.1). Als Wärmequelle kann die Abwärme an der Trockenhaube der Papiermaschine dienen. Durch den Einsatz der Wärmepumpe kommt es zu einem Anstieg des spezifischen Stromverbrauchs bei gleichzeitigem Verzicht auf fossile Energieträger (10-12).

3.2.3 Bewertungsindikatoren

Unter Verwendung der dargestellten Sachbilanzen der definierten gegenwärtigen und möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier erfolgt die Bestimmung der im Abschnitt 2.1 definierten Bewertungsindikatoren.

Energetisch

Die Tabelle 3-8 fasst die energetischen Bewertungsindikatoren für die vier definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier zusammen. Dabei wird jeweils die Summe aller erfassten Energieträger inklusive der bei der Produktion anfallenden Sekundärbrennstoffe erfasst. Der spezifische Endenergie- bzw. Primärenergieverbrauch variiert zwischen 6,8 und 11,1 GJ/t_{Papier} bzw. 13,7 und 21,6 GJ/t_{Papier}. Die deutlichen Unterschiede zwischen den Produktionsprozessen sind insbesondere auf die geforderte Papierqualität und den damit verbundenen Energiebedarf der Fasergewinnung und -aufbereitung (bspw. für die Druckfarbenentfernung und das Bleichen) sowie die Papiermaschine (bspw. für die Veredelung) zurückzuführen. Beispielsweise variiert der spezifische Stromverbrauch bei der Fasergewinnung und -aufbereitung zwischen 0,68 GJ/t_{Papier} bei der Herstellung von Verpackungspapier und 1,69 GJ/t_{Papier} bei der Herstellung von LWC/HC.

Tabelle 3-8: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier

Indikator	Einheit	Altpapierverarbeitende Herstellung von...			
		Schreib- und Druckpapier	LWC/HC	Hygienepapier	Verpackungspapier
Spez. PEV ¹⁾	GJ/t _{Papier}	16,6	14,6	21,6	13,7
Spez. EEV ²⁾	GJ/t _{Papier}	8,3	7,3	11,1	6,8

¹⁾ Primärenergieverbrauch (PEV)²⁾ Endenergieverbrauch (EEV)

Tabelle 3-9 fasst die energetischen Bewertungsindikatoren für die vier definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier für das Zieljahr 2050 zusammen. Dabei wird jeweils die Summe aller erfassten Energieträger inklusive der bei der Produktion anfallenden Sekundärbrennstoffe erfasst. Im Zieljahr 2050 variiert der spezifische Endenergie- bzw. Primärenergieverbrauch zwischen 3,5 und 6,6 GJ/t_{Papier}.

Tabelle 3-9: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier

Indikator	Einheit	Altpapierverarbeitende Herstellung von...			
		Schreib- und Druckpapier	LWC/HC	Hygienepapier	Verpackungspapier
Spez. PEV ¹⁾	GJ/t _{Papier}	5,5	4,9	6,6	3,5
Spez. EEV ²⁾	GJ/t _{Papier}	5,5	4,9	6,6	3,5

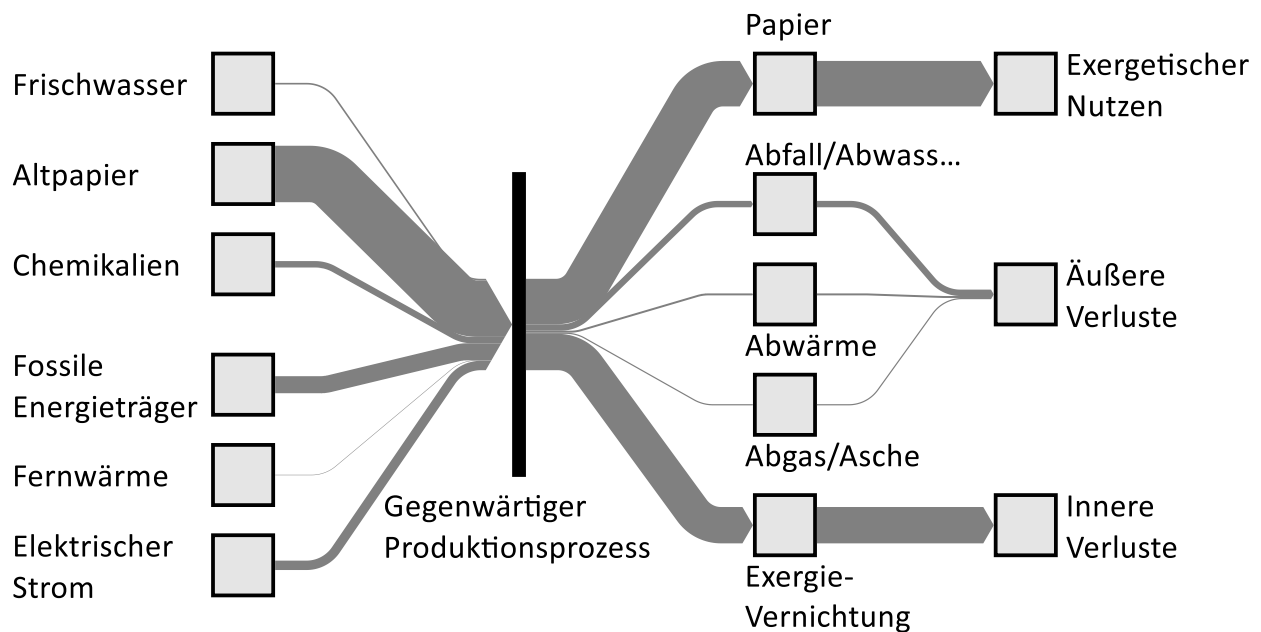
¹⁾ Primärenergieverbrauch (PEV)²⁾ Endenergieverbrauch (EEV)

Die Ergebnisse der energetischen Analyse zeigen, dass der spezifische Primär- bzw. Endenergieverbrauch der Papierherstellung aus Altpapier durch den Einsatz effizienter Trocknungsverfahren in Kombination mit einer Prozesswärmebereitstellung aus Hochtemperaturwärmepumpen in Abhängigkeit des produzierten Papiers um 32,9 bis 48,5 % reduziert werden können (vgl. Tabelle 3-8 und Tabelle 3-9).

Exergetisch

Abbildung 3-3 zeigt exemplarisch die aggregierte Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier. Die Summe der eingesetzten Rohstoffe und Energieträger stellt den exergetischen Aufwand dar. Ausgangsseitig ist die Zuordnung der unterschiedlichen Exergieströme zu den Kategorien Nutzen, äußere Verluste und innere Verluste dargestellt. Gemäß den Ausführungen im Abschnitt 2.1 zu den methodischen Grundlagen der exergetischen Bewertung entspricht der **Nutzen** der Exergie des jeweils hergestellten Produkts, im Falle der Papierproduktion also des hergestellten Papiers. Als **äußere Verluste** werden alle ausgangsseitigen Exergieströme klassifiziert, die kein Produkt (in diesem Fall Papier) darstellen. Dies sind im Falle der Herstellung von Papier die anfallenden Reststoffe und Abwasser, Abgase der KWK-Anlage sowie die an der Trockenhaube der Papiermaschine anfallende Abwärme. Die **inneren Verluste** werden, wie in Abschnitt 2.1 beschrieben, bilanziell ermittelt (es gilt: $\sum \text{innere Verluste} = \sum \text{Aufwand} - \sum \text{Nutzen} - \sum \text{äußere Verluste}$).

Abbildung 3-3: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Ein Vergleich der Exergiebilanz (Abbildung 3-3) mit der Massenbilanz (Abbildung 3-2) zeigt, dass beispielsweise der Frischwassermassenstrom den größten eintretenden Massenstrom darstellt, aber aufgrund der geringen spezifischen Exergie von Wasser nur von geringer Bedeutung in der Exergiebilanz ist. In der Exergiebilanz dominieren insbesondere das eingesetzte Altpapier sowie die eingesetzten Endenergieträger (fossile Energieträger und elektrischer Strom).

Anhand der Zuordnung der einzelnen Exergieströme zu den Kategorien Aufwand und Nutzen sowie innere und äußere Verluste können die in Abschnitt 2.1 definierten exergetischen Kennzahlen (exergetischer Wirkungsgrad, innerer Verlustgrad und äußerer Verlustgrad) berechnet werden.

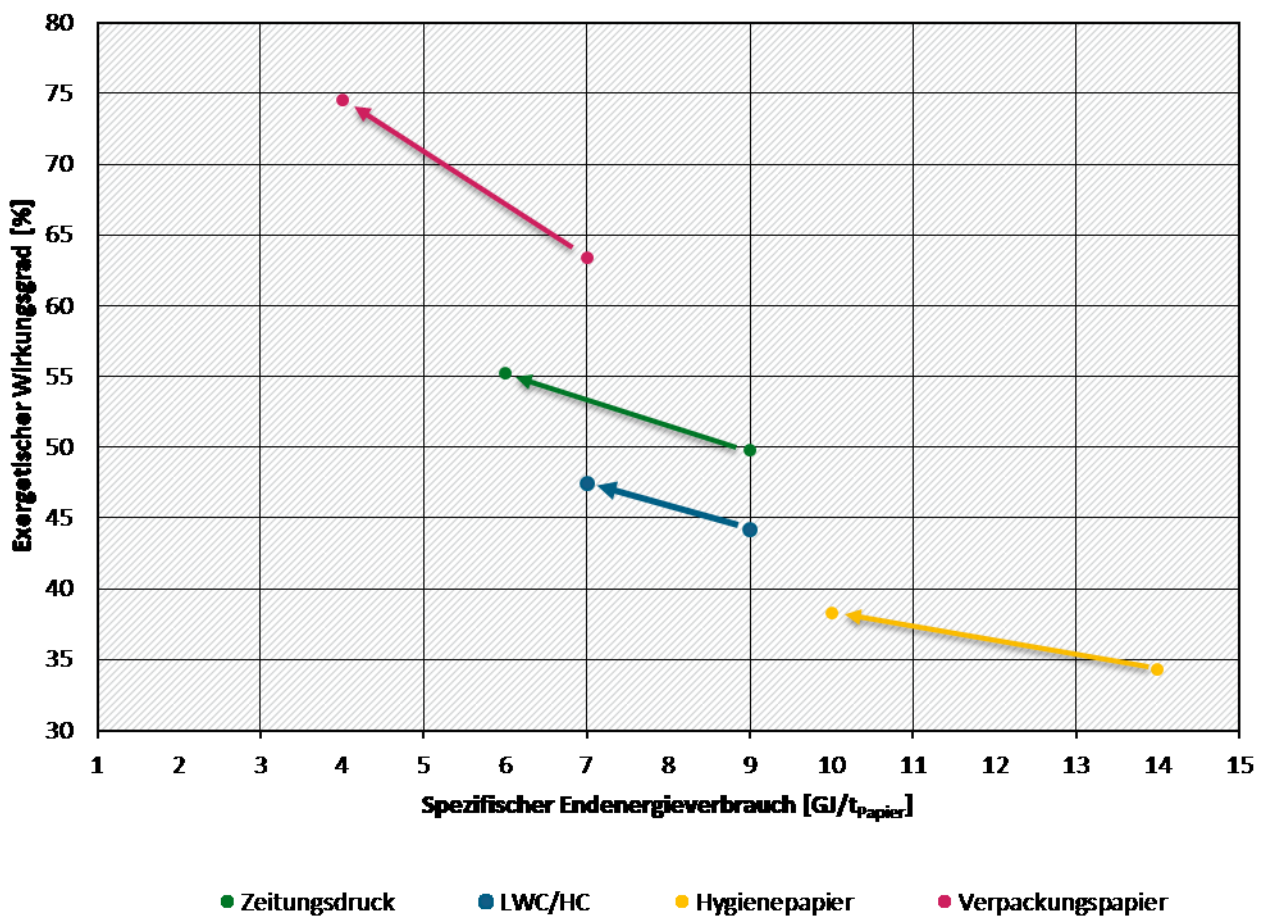
Tabelle 3-10 fasst die exergetischen Bewertungsindikatoren der vier definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier zusammen. Der exergetische Wirkungsgrad variiert zwischen 34,32 % für die Herstellung von Hygienepapier und 63,43 % für die Herstellung von Verpackungspapier. Mit Blick auf den inneren und äußeren Verlustgrad ist festzustellen, dass die äußeren Verluste mit 6,54 bis 19,61 % geringer sind, als die inneren Verluste. Der innere Verlustgrad variiert zwischen 30,04 % für die Herstellung von Verpackungspapier und 49,84 % für die Herstellung von Hygienepapier.

Tabelle 3-10: Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier

Indikator	Einheit	Altpapierverarbeitende Herstellung von...			
		Schreib- und Druckpapier	LWC/HC	Hygienepapier	Verpackungspapier
Exerg. Wirkungsgrad	%	49,76	44,15	34,32	63,43
Innerer Verlustgrad	%	39,79	36,23	49,84	30,04
Äußerer Verlustgrad	%	10,45	19,61	15,85	6,54

Abbildung 3-4 zeigt die Entwicklung des exergetischen Wirkungsgrads vom gegenwärtigen zum zukünftigen Produktionsprozess für die vier definierten Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier. Dabei ist die Entwicklung des exergetischen Wirkungsgrads (Ordinate) über die Entwicklung des spezifischen Endenergieverbrauchs aufgetragen (Abszisse). Für alle Produktionsprozesse ist ein Anstieg des exergetischen Wirkungsgrads bei gleichzeitiger Reduktion des spezifischen Endenergieverbrauchs festzustellen. Produktionsprozessspezifisch kommt es zu einem Anstieg des exergetischen Wirkungsgrads um 7,5 % bis 17,5 %. Beispielsweise steigt der exergetische Wirkungsgrad bei der Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier von 49,76 % im Basisjahr 2010 auf 55,21 % im Zieljahr 2050.

Abbildung 3-4: Entwicklung des exergetischen Gesamtwirkungsgrads für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

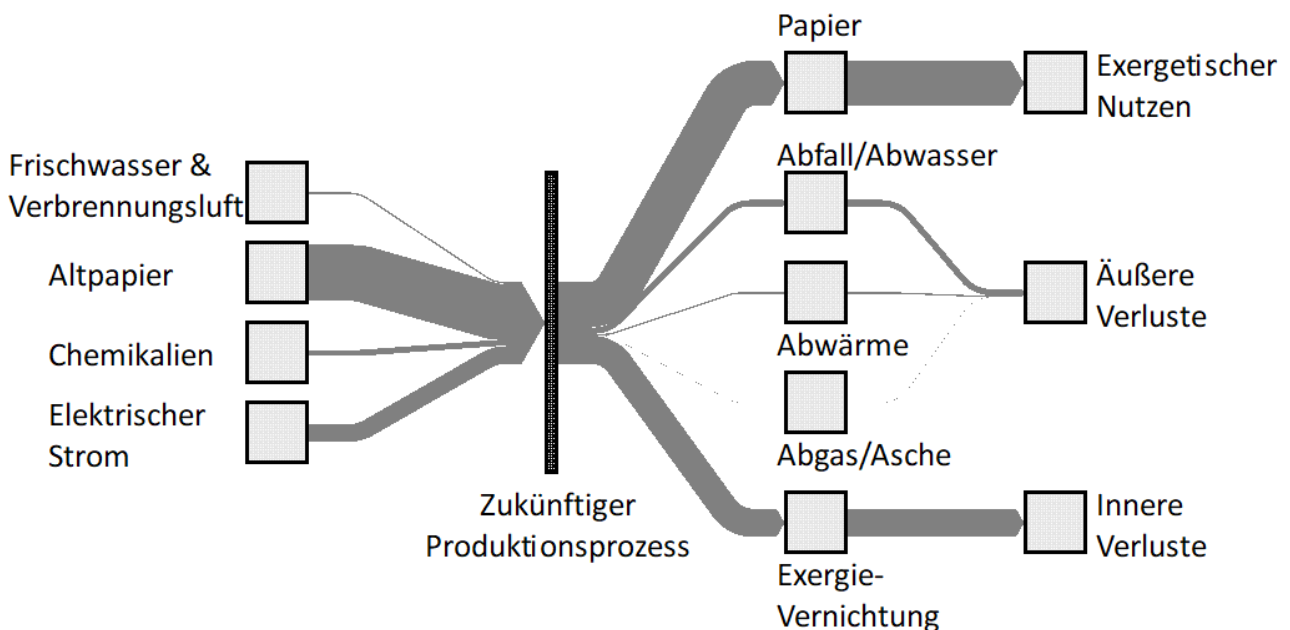
Ergänzend zu einer exergetischen Analyse auf Ebene der Produktionsprozesse erfolgt im Folgenden die exergetische Analyse der Teilsysteme am Beispiel der Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier. Im Basisjahr 2010 stellen sich folgende exergetische Wirkungsgrade der Teilsysteme sowie des gesamten Produktionsprozesses ein:

- ▶ Gesamter Produktionsprozess: 49,8 %
- ▶ A: Fasergewinnung und -aufbereitung: 75,7 %
- ▶ B: Papierverarbeitung und -veredelung: 83,8 %
- ▶ C: Sonstige Nebenprozesse: 52,7 %

Dabei wird für die Fasergewinnung und -aufbereitung die Exergie des Papierbreis, für die Papierverarbeitung und -veredelung die Exergie des Papiers und für die sonstigen Nebenaggregate die Exergie der Prozesswärme sowie des elektrischen Stroms als exergetischer Nutzen definiert.

Somit zeigt sich, dass die größten exergetischen Ineffizienzen im Bereich der sonstigen Nebenprozesse vorzufinden sind. Sowohl die Fasergewinnung und -aufbereitung, als auch die Papierverarbeitung und -veredelung sind im Vergleich zu den sonstigen Nebenprozessen vergleichsweise effizient. Dies ist darauf zurückzuführen, dass der Prozesswärmebedarf auf einem vergleichsweise geringen Temperaturniveau anfällt und somit von exergetisch geringer Wertigkeit ist. Eine Reduktion des Prozesswärmebedarfs durch den Einsatz innovativer Trocknungsprozesse um 20 % führt für die Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier lediglich zu einem Anstieg des exergetischen Wirkungsgrads im Teilsystem B: Papierverarbeitung und -veredelung um 1,1 % (von 83,8 auf 84,7 %). Demgegenüber kann der exergetische Wirkungsgrad im Teilsystem C: sonstige Nebenprozesse durch den Einsatz einer Hochtemperaturwärmepumpe um 32,5 % gesteigert werden (von 52,7 auf 69,8 %). Durch die Kombination von innovativer Trocknung und Hochtemperaturwärmepumpe kommt es für den gesamten Produktionsprozess zu einem Anstieg des exergetischen Wirkungsgrads um 11,0 % (von 49,76 auf 55,21 %).

Abbildung 3-5: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Zusammenfassend zeigt die exergetische Analyse am Beispiel der Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier, dass insbesondere im Bereich der Nutzenergiebereitstellung (u. a. Prozesswärmeversorgung) exergetische Ineffizienzen vorherrschen. Die Fasergewinnung und -aufbereitung sowie die Papierverarbeitung und -veredelung sind bereits vergleichsweise effizient. Unter exergetischen Gesichtspunkten sollten hier insbesondere Maßnahmen der stofflichen Effizienz sowie der Stromeffizienz fokussiert werden. Der Hebel über die Prozesswärme ist aufgrund des geringen Temperaturniveaus vergleichsweise gering.

Ökologisch

Aufbauend auf den Sachbilanzen (s. Anhang 8.3: Tabelle 8-7) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentierten Emissionsfaktoren werden die spezifischen Treibhausgasemissionen ermittelt (s. Tabelle 3-11). Bei der Herstellung von Papier fallen nahezu ausschließlich energiebedingte Treibhausgasemissionen an, der Anteil der prozessbedingten Treibhausgasemissionen ist hingegen vernachlässigbar klein (Umweltbundesamt 2014b). Konkret variieren die bei der Herstellung von Papier anfallenden CO₂-Emissionen zwischen 497 kg CO₂/t_{Papier} bei der Herstellung von Verpackungspapier und 985 kg CO₂/t_{Papier} bei der Herstellung von Hygienepapier (vgl. Durchschnitt der Papierindustrie in 2010: 812 kg CO₂/t_{Papier}, s. Tabelle 3-2).

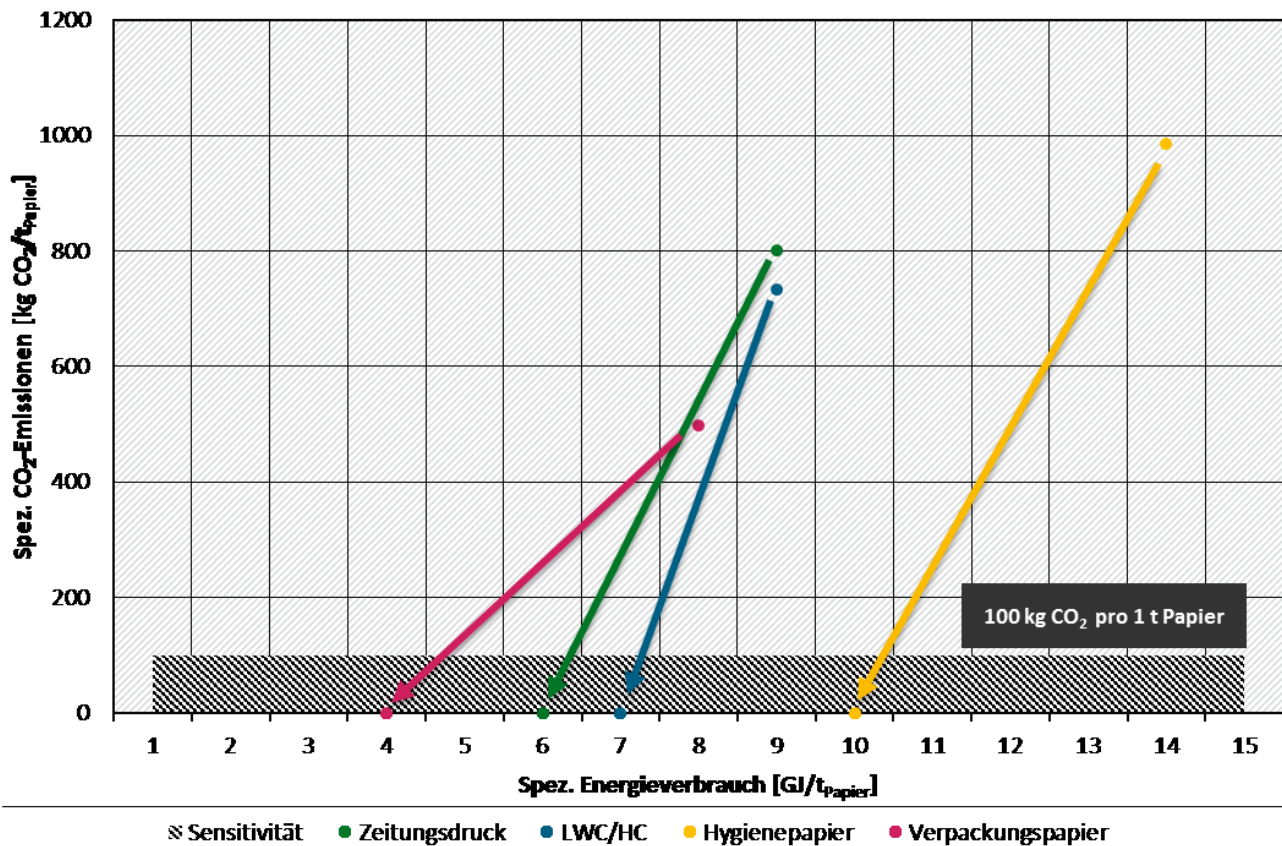
Tabelle 3-11: Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Papier aus Altpapier

Indikator	Einheit	Altpapierverarbeitende Herstellung von...			
		Schreib- und Druckpapier	LWC/HC	Hygienepapier	Verpackungspapier
Spez. THGE ¹⁾	kg _{CO2-Äq.} /t _{Papier}	805	737	989	499
Spez. CO ₂	kg _{CO2} /t _{Papier}	801	734	985	497

¹⁾ Treibhausgasemissionen (THGE)

Auf Basis der Sachbilanzen für das Zieljahr 2050 (s. Anhang 8.3: Tabelle 8-8) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentierten Emissionsfaktoren werden die spezifischen Treibhausgas- respektive CO₂-Emissionen ermittelt. Abbildung 3-6 zeigt die Entwicklung der spezifischen CO₂-Emissionen vom Basisjahr 2010 ins Zieljahr 2050 für die vier definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier. Dabei ist die Entwicklung der spezifischen CO₂-Emissionen (Ordinate) über die Entwicklung des spezifischen Endenergieverbrauchs aufgetragen (Abszisse). Die Ergebnisse der Analyse zeigen, dass die spezifischen CO₂-Emissionen für alle vier betrachteten Produktionsprozesse bis ins Zieljahr 2050 technisch vollständig eliminiert werden können.

Abbildung 3-6: Entwicklung der spezifischen CO₂-Emissionen für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Diese starke Reduktion der spezifischen CO₂-Emissionen wird im Wesentlichen durch zwei getroffene Annahmen für das Zieljahr 2050 determiniert:

- ▶ Verzicht auf fossile Endenergieträger durch den Einsatz von Hochtemperaturwärmepumpen.
- ▶ Dekarbonisierte Elektrizitätswirtschaft (Emissionsfaktor el. Strom in 2050: 0 kg CO₂/MWh_{el}).

Somit ist die Entwicklung nicht nur von den technischen Fortschritten im Bereich der Wärmepumpentechnik, sondern auch der Entwicklung in der Elektrizitätswirtschaft abhängig. Aufgrund dieser Unsicherheit wurde im Rahmen einer Sensitivitäten-Rechnung der maximal zulässige CO₂-Emissionsfaktor der deutschen Stromversorgung in 2050 bestimmt, wenn die spezifischen CO₂-Emissionen für alle zukünftigen Produktionsprozesse auf 100,0 kg CO₂/t Papier oder weniger reduziert werden sollen.

Dies entspricht einer Reduktion der spezifischen CO₂-Emissionen um 79,9 bis 89,8 % gegenüber dem gegenwärtigen Produktionsprozess. Der so ermittelte Emissionsfaktor beträgt 55 kg CO₂/MWh_{el}. Dies entspricht einer Reduktion der CO₂-Emissionen (Basisjahr 2010: 541 kg CO₂/MWh_{el}) um ca. 89,9 %. Dabei bestimmt der Produktionsprozess zur Herstellung von Hygienepapier den maximal zulässigen Emissionsfaktor. Für die drei übrigen Produktionsprozesse sind die spezifischen CO₂-Emissionen bei einem CO₂-Emissionsfaktor von elektrischem Strom in Höhe von 55 kg CO₂/MWh_{el} entsprechend geringer, als der im Rahmen der Sensitivitäten-Rechnung angestrebte Grenzwert von 100 kg CO₂/t Papier. Im Vergleich dazu würde beispielsweise für die Herstellung von Verpackungspapier ein CO₂-Emissionsfaktor des elektrischen Stroms von 103,7 kg CO₂/MWh ausreichen, um die spezifischen CO₂-Emissionen der Papierproduktion auf 100 kg CO₂/t Papier zu reduzieren.

Energiekosten

Mittels der Sachbilanzen für das Basisjahr 2010 sowie das Zieljahr 2050 (s. Anhang 8.3: Tabelle 8-7) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-5) dokumentierten Energieträger- und CO₂-Zertifikatspreisen werden die spezifischen Energiekosten für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier sowie die Fortführung der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier berechnet. Tabelle 3-12 zeigt den Vergleich der spezifischen Energiekosten für die vier bewerteten Produktionsprozesse.

Tabelle 3-12: Zusammenfassung der Energiekosten für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier aus Altpapier

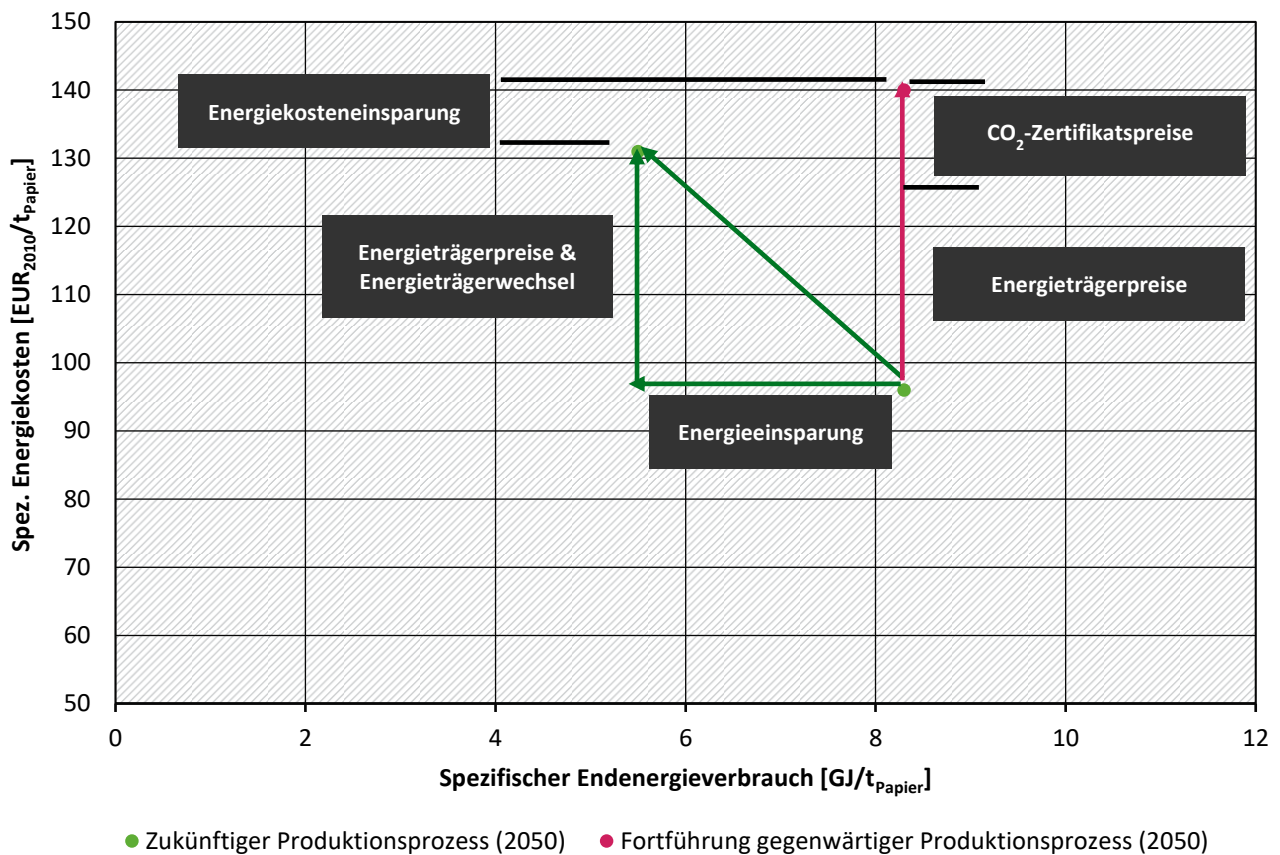
Spez. Energiekosten	Einheit	Altpapierverarbeitende Herstellung von...			
		Schreib- und Druckpapier	LWC/HC	Hygienepapier	Verpackungspapier
Gegenwärtiger Produktionsprozess (2010)	EUR/t _{Papier}	96	88	113	54
Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses (2050)	EUR/t _{Papier}	140	125	173	94
davon CO ₂ -Zertifikate	EUR/t _{Papier}	24	19	37	29
davon Energieträger	EUR/t _{Papier}	116	106	136	65
Zukünftiger Produktionsprozess (2050)	EUR/t _{Papier}	131	118	158	83
Veränderung ¹⁾	%	- 6,42	- 5,61	- 8,67	-11,70

¹ Veränderung: Abweichung zwischen Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses bis 2050 und dem (möglichen) zukünftigen Produktionsprozess im Jahr 2050

Die spezifischen Energiekosten, d. h. die Kosten für die Beschaffung von Endenergieträgern je produzierter Tonne Papier, der gegenwärtigen Produktionsprozesse variieren zwischen 54 EUR/t_{Papier} und 113 EUR/t_{Papier}. Dies umfasst für das Basisjahr 2010 keine Kosten für CO₂-Zertifikate, da die CO₂-Emissionen vollständig durch die kostenlos zugeteilten CO₂-Zertifikate gedeckt wurden (s. Abschnitt 3.1). Übergreifend ist festzustellen, dass es – im Vergleich zur Fortführung der gegenwärtigen Produktionsprozesse – für alle definierten zukünftigen Produktionsprozesse zu einer Reduktion der spezifischen Energiekosten kommt. Diese variiert zwischen – 5,61 und – 11,70 %.

Nachfolgend erfolgt exemplarisch eine Analyse am Beispiel des definierten zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier. Abbildung 3-7 zeigt die Entwicklung der spezifischen Energiekosten für den zukünftigen Produktionsprozess sowie die Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses. Für die Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses ist zu erkennen, dass der spezifische Endenergieverbrauch bis in das Jahr 2050 konstant ist. Die spezifischen Energiekosten steigen von 96 EUR/ t_{Papier} im Jahr 2010 auf ca. 140 EUR/t_{Papier} im Jahr 2050. Der Anstieg ist dabei auf die steigenden Energieträgerpreise sowie steigenden Kosten für CO₂-Zertifikate zurückzuführen. Im Gegensatz zum Basisjahr 2010 wird die Annahme getroffen, dass der Anteil der kostenlos zugeteilten CO₂-Zertifikate stückweise ausläuft und im Zieljahr 2050 vollständig bezogen werden müssen.

Abbildung 3-7: Entwicklung der spezifischen Energiekosten für den zukünftigen Produktionsprozess sowie die Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses jeweils für die Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Demgegenüber kommt es für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zu einer Reduktion des spezifischen Endenergieverbrauchs um ca. 34 % von 8,3 GJ/t_{Papier} im Jahr 2010 auf 5,5 GJ/t_{Papier} im Jahr 2050. Die Reduktion des spezifischen Endenergieverbrauchs ist auf den Einsatz innovativer Trocknungsprozesse sowie den Einsatz von Hochtemperaturwärmepumpen zur Prozesswärmebereitstellung zurückzuführen. Somit ist die Endenergieeinsparung auch mit einem Wechsel der Endenergeträger von mehrheitlich fossilen Energeträgern ausschließlich hin zu elektrischem Strom verbunden. Folglich ist der Anstieg der spezifischen Energiekosten sowohl einen Anstieg der Energeträgerpreise sowie auf einen Wechsel der Energeträger durch den Einsatz von Wärmepumpen zur Prozesswärmebereitstellung zurückzuführen. Die erzielbare spezifische Energiekosteneinsparung beträgt ca. 9 EUR/t_{Papier} bzw. 6,42 %.

3.3 Herstellung von Olefinen

Die chemische Industrie in Deutschland verursachte in 2010 einen Endenergieverbrauch (exkl. nicht-energetischer Verbrauch) von 699,8 PJ und zählt damit zu den energieintensivsten Industriebranchen in Deutschland (Statistisches Bundesamt 2011). Grundsätzlich ist die chemische Industrie durch eine große Produktvielfalt und eine hohe Prozessintegration gekennzeichnet. Nach der Klassifikation der Wirtschaftszweige 2008 wird die chemische Industrie in die in Tabelle 3-13 dargestellten Branchen untergliedert. Aus energetischer Sicht ist insbesondere die Herstellung von sonstigen organischen Grundstoffen und Chemikalien (WZ 20.14) von Bedeutung. Im Rahmen dieser Untersuchung liegt der Fokus auf der Herstellung von Olefinen^{xii}, die dem Wirtschaftszweig 20.14 zuzuordnen sind.

Tabelle 3-13: Energiebedarf der chemischen Industrie in Deutschland im Jahr 2010

WZ	Wirtschaftszweig	Endenergieverbrauch ¹ [PJ/a]	Davon nicht-energetisch ¹ [PJ/a]
20	Herstellung von chem. Erzeugnissen	1.191,2	491,43
20.1	Herstellung von chem. Grundstoffen, Düngemitteln und Stickstoffverbindungen, ...	1.120,7	491,23
20.14	Herstellung von sonstigen organischen Grundstoffen und Chemikalien	654,7	369,59
20.2	Herstellung von Schädlingsbekämpfungs-, Pflanzenschutz- und Desinfektionsmitteln	1,4	-
20.3	Herstellung von Anstrichmitteln, Druckfarben und Kitt	5,5	0,11
20.4	Herstellung von Seifen, Wachs-, Reinigungs- und Körperpflegemitteln sowie von Duftstoffen	19,1	0,02
20.5	Herstellung von sonstigen chem. Erzeugnissen	28,8	0,06
20.6	Herstellung von Chemiefasern	15,7	0,0034

¹ Zeichenerklärung: „-“ nichts vorhanden, „.“ Zahlenwert unbekannt oder geheim zu halten

Quelle: Endenergieverbrauch basierend auf Statistisches Bundesamt (2011)

Für die Herstellung von Olefinen liegen keine produktspezifischen Aufschlüsselungen des Energiebedarfs vor; der Energiebedarf des WZ 20.14 stellt somit die Obergrenze dar.

3.3.1 Gegenwärtige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine Kurzbeschreibung der zur Herstellung von Olefinen eingesetzten Produktionsprozesse. Darauf aufbauend werden die Systemgrenze der Analyse sowie die ermittelten Sachbilanzen beschrieben.

3.3.1.1 Kurzbeschreibung der Prozesse

Der Begriff Olefine umfasst viele verschiedene Stoffe. Im Sinne dieser Untersuchung und in Anlehnung an die Begriffsdefinition von „high value chemicals (HVC)“ in Brunke (2017) umfassen die Olefine die Stoffe Ethylen (C_2H_4), Propylen (C_3H_6) und Butadien (C_4H_6). Etwa 98 % der weltweiten Produktion von Ethylen erfolgt in Dampfspaltöfen (engl. *steam cracker*). In dieser Studie wird als gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen das Dampfspaltverfahren untersucht. Dieser Produktionsprozess wird im Folgenden „Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren“ genannt. Der Prozess wird nachfolgend anhand der einzelnen Prozessschritte grundlegend beschrieben.

^{xii} Produktion in Dampfspaltöfen

Die **Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren** lässt sich in drei Hauptschritte unterteilen:

Im ersten Schritt (Abschnitt Pyrolyse) werden die Ausgangsrohstoffe (Kohlenwasserstoffe: Naphtha, Ethan, Propan, Butan und Gasöle) im Dampfspaltofen in kurzkettige Olefine (Alkene^{XIII}; u. a. Ethylen, Propylen und Butadien) aufgespalten (Fleiter et al. 2013). Hierbei werden die Ausgangsrohstoffe zunächst mit heißem Wasserdampf vermischt und dadurch auf ca. 600 °C erwärmt. Abschließend wird das Gemisch aus Kohlenwasserstoffen und Wasserdampf kurzzeitig auf 750 – 875 °C erhitzt und dadurch aufgespalten (Brunke 2017).

Im zweiten Schritt (Abschnitt Primärfraktionierung und Verdichtung) erfolgt eine Abschreckung/schnelle Abkühlung (Quenchen) des Spaltgases mit dem Ziel der Vermeidung von Sekundärreaktionen (Zimmermann und Walzl 2012). Anschließend wird das Spaltgas in Waschtürmen auf Umgebungstemperatur abgekühlt. Dabei werden unterschiedliche Fraktionen (z. B. Pyrolyseöl und -benzin) abgeschieden. Das dadurch entstehende Spaltgas wird zunächst schrittweise verdichtet und weitere Fraktionen (u. a. Wasser) abgeschieden. Das Wasser wird daraufhin erneut zur Dampferzeugung genutzt.

Im dritten Schritt (Abschnitt Produktfraktionierung) erfolgt die Zerlegung des Spaltgases in die gewünschten Produkte (Olefine). Dieser Prozess variiert je nach eingestellten Prozesskonfigurationen (Falcke et al. 2017 / BREF LVOC). Eine mögliche Prozessführung besteht in der Abtrennung von Methan und Wasserstoff aus dem Spaltgas durch kryogene Zerlegung (Tieftemperaturabscheidung: -150 °C). Danach erfolgt eine weitere Zerlegung des Spaltgases zur Herstellung der gewünschten Produkte. Dabei kommen insbesondere Rektifikationsverfahren zum Einsatz.

Im Hinblick auf den Energieverbrauch des dargestellten Prozesses sind insbesondere der Spaltofen, der für etwa 65 % des gesamten Energieverbrauchs verantwortlich ist, sowie die Kühlung für die Tieftemperaturabscheidung relevant (Brunke 2017; Fleiter et al. 2013; Zimmermann und Walzl 2012).

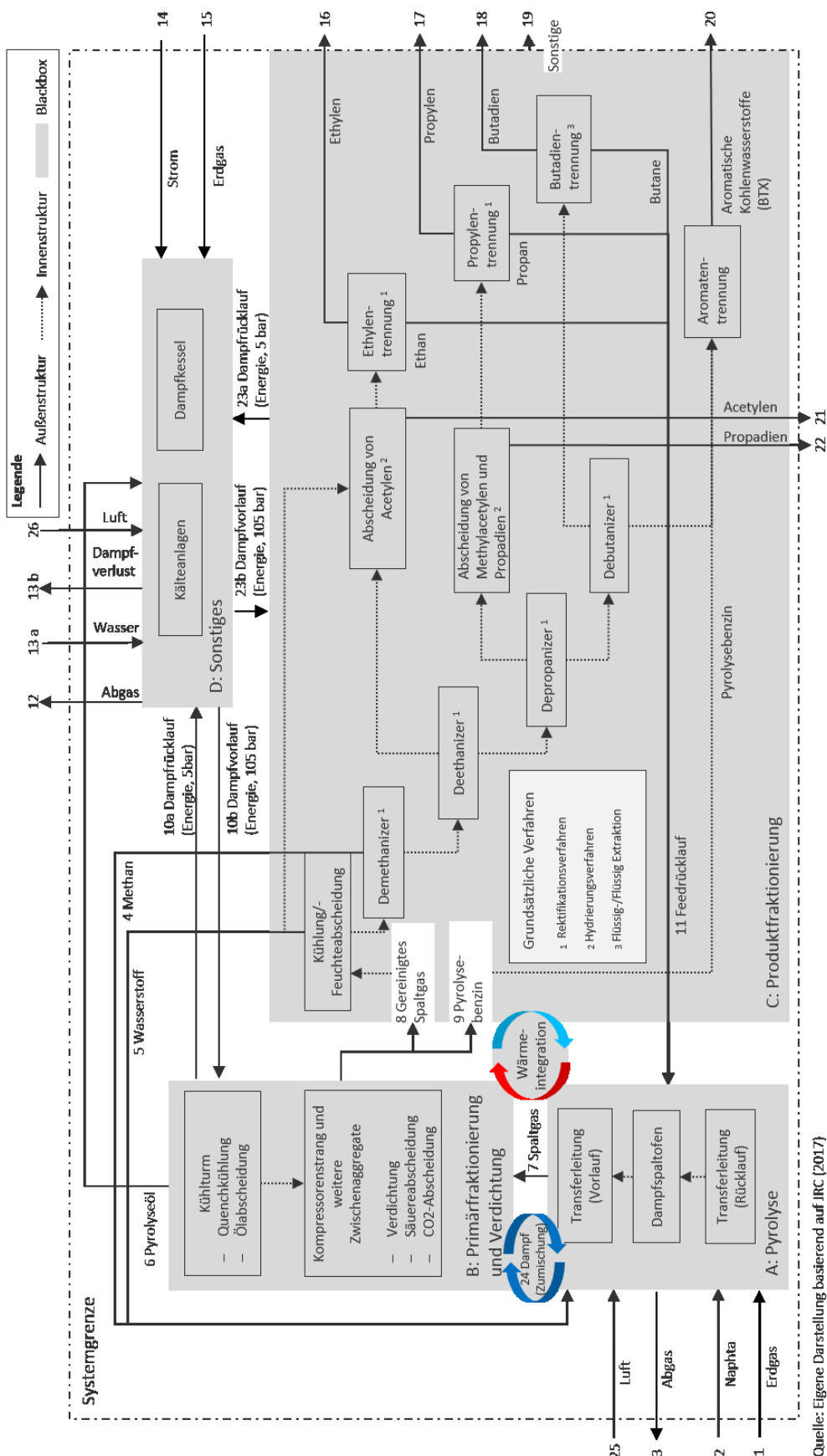
3.3.1.2 Definition der Systemgrenzen

Die Definition der Systemgrenze erfolgt anhand der im Methodenteil beschriebenen Methodik. Entsprechend wird der Produktionsprozess in Teilsysteme untergliedert (s. Abbildung 3-8). Die Aufteilung des Gesamtsystems erfolgt analog zu der Aufteilung im BVT-Merkblatt (Falcke et al. 2017 / BREF LVOC).

Für den Produktionsprozess **Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren** erfolgt eine Aufteilung in vier Teilsysteme. Dies sind die **Pyrolyse**, die **Primärfraktionierung und Verdichtung**, die **Produktfraktionierung** sowie das Teilsystem **Sonstiges**. Im Teilsystem Sonstiges sind hierbei alle Anlagen zur Erzeugung von Wärme, Kälte und Dampf für die drei anderen Teilsysteme enthalten. In Abbildung 3-8 sind die Systemgrenzen für den Produktionsprozess „Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren“ dargestellt. Weiterführende Informationen zum Produktionsprozess sind den vorangegangenen Ausführungen sowie weiterführender Fachliteratur zu entnehmen.

^{XIII} Alkene sind Verbindungen mit mindestens einer Kohlenstoff-Doppelbindung.

Abbildung 3-8: Systemgrenze für die Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren



Quelle: eigene Abbildung basierend auf (Falcke et al. 2017 / BREF LVOC)

3.3.1.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Zur Erstellung der Massenbilanzen werden die ein- und ausgehenden Massenströme berechnet und den jeweiligen Teilsystemen zugeordnet. Grundsätzlich müssen hierfür Massenbilanzen für die stoffliche Verwertung von Ausgangsmaterialien sowie Massenbilanzen für die energetische Verwertung von Energieträgern erstellt werden. Die Massenbilanzen für die stoffliche Verwertung von Ausgangsmaterialien wurden auf Basis der Daten in Falcke et al. (2017) / BREF LVOC erstellt, die in Tabelle 3-14 dargestellt sind. Tabelle 3-14 stellt die relative Produktausbeute mit dem Dampfspaltverfahren bei Einsatz von Naphtha zur Herstellung von Olefinen entsprechend Falcke et al. (2017) / BREF LVOC sowie die Zuordnung der aus dem Ausgangsmaterial hergestellten Produkte zu den jeweiligen Teilströmen dar. Dabei ist zu beachten, dass diese Produktionsmengen eine typische einmalige Produktionsausbeute widerspiegelt und nicht alle aufgeführten Erzeugnisse in jedem Dampfspaltofen anfallen.

Tabelle 3-14: Anteil der einzelnen Erzeugnisse in % aus Naphtha

Produkt [% bezogen auf Rohstoff]	Rohstoff Naphta	Nach Pyrolyse	Nach Primärfraktionierung	Nach Produktfraktionierung
Wasserstoff	0,8	Spaltgas	gereinigtes Spaltgas	Wasserstoff
Methan	13,5			Methan
Ethylen	28,4			Ethylen
Propylen	16,5			Propylen
Butadien	4,9			Butadien
Acetylen	0,7			Acetylen
Propadien	0,4			Propadien
Butene	5,2		Pyrolyseöl und Andere	Pyrolyseöl und Andere
C5/C6	3,9			
C7+ Nicht-Aromaten, in	1,2			
< 430 °C	5,2		Pyrolysebenzin	Aromatische Kohlenwasserstoffe
> 430 °C	3,4			
Aromaten	10,5		gereinigtes Spaltgas	Feedrücklauf
Ethan	3,9			
Propan	0,5			
Butan	1			

Quelle: Falcke et al. (2017) / BREF LVOC

Die Massenbilanzen für die energetische Verwertung von Energieträgern wurden ebenfalls auf Basis von Daten in Falcke et al. (2017) / BREF LVOC erstellt. In Falcke et al. (2017) / BREF LVOC wird angegeben, dass für die Herstellung einer Tonne Ethylen 26 GJ Energie benötigt werden. Davon werden für die Pyrolyse nach Falcke et al. (2017) / BREF LVOC zwischen 55 % und 65 % benötigt. Auf die Primär- und Produktfraktionierung entfallen nach Falcke et al. (2017) / BREF LVOC jeweils 13-22 % und 20-30 % des Energieverbrauchs. Der Energieverbrauch wird somit entsprechend Tabelle 3-15 auf die Teilsysteme aufgeteilt.

Tabelle 3-15: Energieverbrauch der Teilsysteme für die Herstellung von Olefinen

Prozess	Energieverbrauchs- anteil in % (Untere Grenze)	Energieverbrauchs- anteil in % (Obere Grenze)	Energiever- brauchsanteil in % (Mittelwert)	Energiemenge (GJ/t _{Ethylen})
Pyrolyse	55	65	60	15,3
Primärfraktionierung und Verdichtung	13	22	17	4,4
Produktfraktionie- rung	20	30	24	6,3

Quelle: Falcke et al. (2017) / BREF LVOC

Im Folgenden wird die Erstellung der Massenbilanzen für die einzelnen Prozessschritte erläutert, aus der sich die gesamte Massenbilanz für den Prozess ergibt. Im Anhang 8.4 (s. Tabelle 8-9) ist die gesamte Massenbilanz dargestellt. Primäre Datengrundlage zur Erstellung der Massenbilanzen ist das BVT-Merkblatt (Falcke et al. 2017 / BREF LVOC). Lediglich bei Angaben, welche nicht aus dem Merkblatt bezogen werden konnten, wurde auf weitere Literatur zurückgegriffen. Im Folgenden werden die Teilsysteme, die der Bilanz zugrunde liegen beschrieben.

Pyrolyse:

Das erste Teilsystem ist die Pyrolyse. Als Ausgangsrohstoffe für die stoffliche Verwertung werden Naphtha, Wasser, welches erhitzt und in Form von Dampf zugemischt wird, sowie ein Feedrücklauf aus der Produktfraktionierung eingesetzt. Die Menge an eingesetztem Naphtha ergibt sich aus Tabelle 3-14. In Tabelle 3-14 ist die prozentuale Ausbeute an Ethylen bei einem Einsatz von 100 % Naphtha dargestellt. Es kann somit berechnet werden, wie viel Naphtha zur Herstellung einer Tonne Ethylen notwendig ist. Die Menge an benötigtem Naphtha ergibt sich somit durch die Angabe in Falcke et al. (2017) / BREF LVOC. Dieser Wert beträgt 28,4% woraus sich eine benötigte Menge von 3,52 t Naphtha zur Herstellung von 1 t Ethylen ergibt. Die Menge an extern zugeführtem Naphtha lässt sich anhand der gesamten benötigten Menge abzüglich des Feedrücklaufs berechnen. Die Menge an zugemischtem Wasser ergibt sich auf Grundlage der Information nach Osteroth (1989), dass eine Zumischung von 50 % Wasser zur Menge eingesetztem Naphtha benötigt wird. Das Wasser wird zugemischt, um unerwünschte Nebenreaktionen der Produkte zu vermeiden. Das zugemischte Wasser wird anschließend in der Produktfraktionierung wieder abgeschieden. Der Feedrücklauf ergibt sich massenbilanziell aus den weiteren Teilsystemen. Die Menge an Naphtha und Feedrücklauf wird massenbilanziell zu Spaltgas umgesetzt.

Als Energieträger werden in der Pyrolyse Erdgas, Methan und Wasserstoff verwendet, die in Brennern zur Bereitstellung thermischer Energie verbrannt werden. Alternativ ist auch die Verwendung von Naphtha gängig. Da die Erdgasvariante jedoch auch verwendet wird, wurde diese Alternative gewählt, um stofflich- und energetisch genutzte Ströme im Teilsystem Pyrolyse zu trennen. Für die zu analysierenden Indikatoren sind die Unterschiede marginal, da letztlich dieselbe Menge Energie bereitgestellt werden muss. Die Menge an eingesetztem Erdgas ergibt sich aus der für die Pyrolyse benötigte Energiemenge entsprechend Tabelle 3-15 sowie des Heizwertes von Erdgas. Die Menge des eingesetzten Methans und Wasserstoffs entstammen aus den Verfahrensschritten „Primär- sowie Produktfraktionierung“ und ergeben sich somit massenbilanziell aus den entsprechenden Teilsystemen. Die benötigten Luftmengen zur Verbrennung der Brennstoffe werden anhand des stöchiometrischen Verbrenungsverhältnisses von Erdgas berechnet. Dieses beträgt etwa 14 kg Luft/kg Erdgas. Die Abgasmenge ergibt sich aus dem Abgasgehalt bei der Verbrennung von Erdgas.

Primärfractionierung

Das zweite Teilsystem ist die Primärfractionierung. Als Ausgangsrohstoff für die stoffliche Verwertung wird das aus der Pyrolyse stammende Spaltgas verwendet. Das Spaltgas wird zunächst gereinigt und fraktioniert. Aus dieser Fraktionierung entstehen drei austretende Ströme: Gereinigtes Spaltgas, Pyrolysebenzin sowie Pyrolyseöl. Die Menge an Spaltgas ergibt sich aus der Bilanz der Pyrolyse. Die Menge des gereinigten Spaltgases ergibt sich aus der Bilanz des Teilsystems „Produktfraktionierung“. Dabei werden dem Spaltgas die Mengen aus dem Teilsystem „Produktfraktionierung“ entsprechend Tabelle 3-14 zugeordnet. Analog lässt sich die Menge des Pyrolysebenzins bestimmen. Die Menge des Pyrolyseöls ergibt sich aus einer Aufteilung der stofflichen Restmengen, die im Teilsystem Produktfraktionierung nach Zuordnung des Pyrolysebenzins und des gereinigten Spaltgases zu den jeweiligen Produkten verbleibt. Die Massen der erwähnten Stoffe werden im Teilsystem Produktfraktionierung beschrieben.

Als Ausgangsrohstoff für die energetische Verwertung wird dem Teilsystem „Primärfractionierung“ Dampf zugeführt. Dieser wird sowohl für die Bereitstellung mechanischer Leistung, infolge einer Entspannung in einer Dampfturbine, als auch thermischer Leistung eingesetzt. Zur Berechnung der Dampfmenge wird Tabelle 3-15 verwendet. Dort ist der Energieanteil aufgelistet, der dem Teilsystem Produktfraktionierung zugeordnet wird. Die Dampfmenge wird anhand der benötigten Dampfproduktion zur Bereitstellung der zugeteilten Energiemenge berechnet. Dabei werden auf Basis von Falcke et al. (2017) / BREF LVOC und Radgen (1996) folgende Annahmen getroffen: Der vorhandene Dampf aus dem Rücklauf der Teilsysteme ist überhitzt und hat eine Temperatur von 200 °C und einen Druck von 5 bar (Enthalpie $h = 2.856 \text{ kJ/kg}$). Dieser muss auf eine Temperatur von 530 °C und einen Druck von 105 bar (Enthalpie $h = 3.446 \text{ kJ/kg}$) gebracht werden (Dampfvorlauf). Außerdem wird für den Dampferzeuger ein Wirkungsgrad von 95% angenommen.

Produktfraktionierung:

Das dritte Teilsystem ist die Produktfraktionierung dar. Als Ausgangsrohstoff der Produktfraktionierung wird das aus der Primärfractionierung gewonnene gereinigte Spaltgas verwendet. Dieses wird in der Produktfraktionierung in die Stoffe Methan, Wasserstoff, Feedrücklauf, Ethylen, Propylen, Butadien, Andere, Acetylen und Propadien zerlegt. Die Massen der Endprodukte ergibt sich aus Falcke et al. (2017) / BREF LVOC (vgl. Tabelle 3-14). Der Feedrücklauf ergibt sich durch Addition der Mengen an Ethan, Propan und Butane. In Ren (2004) wird darauf hingewiesen, dass das Pyrolysebenzin reich an Aromaten ist. Daher wird für die Menge des Pyrolysebenzins die Annahme getroffen, dass diese der Menge an aromatischen Kohlenwasserstoffen entspricht.

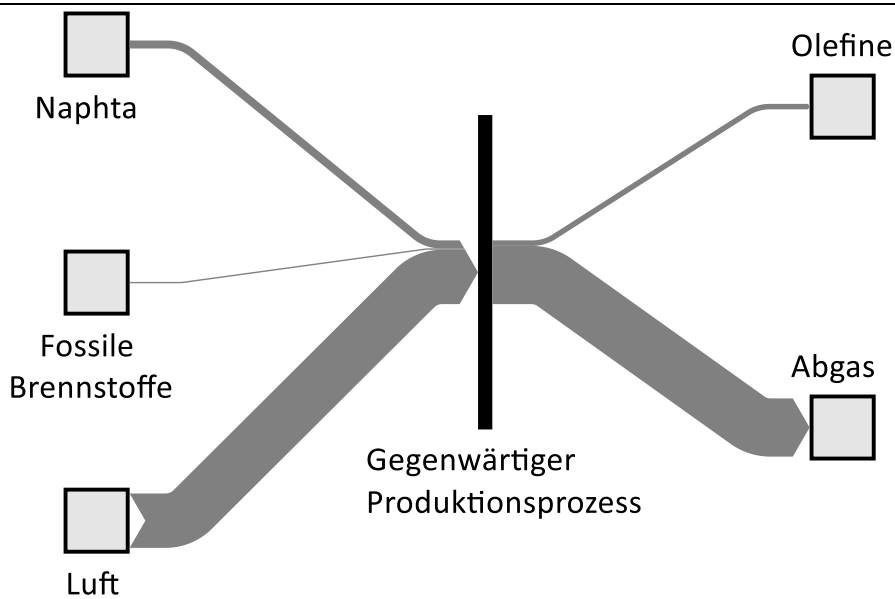
Als Ausgangsrohstoff für die energetische Verwertung wird in der Produktfraktionierung ebenfalls Dampf verwendet. Die Dampfmenge berechnet sich dabei analog zum Teilsystem „Primärfractionierung“ aus den Angaben aus Tabelle 3-15 und der dargestellten Berechnungsmethodik in der Primärfractionierung. Die Menge an Dampfrücklauf entspricht massenbilanziell der Menge an eingesetztem Dampfvorlauf.

Sonstiges:

Zusätzlich zu den bereits aufgeführten Teilsystemen wird das Teilsystem „Sonstiges“ betrachtet. In diesem wird hauptsächlich der Prozessdampf für die anderen Teilsysteme bereitgestellt. Die Berechnung der Mengen der Dampfströme sind in den Teilsystemen Primär- und Produktfraktionierung erläutert. Es wird die Annahme getroffen, dass das System nicht komplett Leckage frei ist und auch andere Verluste auftreten. Somit muss dem System Wasser zugeführt werden, um die Dampfmenge konstant zu halten. Mit der Annahme der Verluste in Höhe von 1 % ergibt sich für die benötigte Menge am Dampfverlust eine benötigte Wasserzuführung von $0,19 \text{ t/t}_{\text{Ethylen}}$.

Als Energieträger werden in diesem Teilsystem Erdgas und Pyrolyseöl verwendet, welche wie in der Pyrolyse in Brennern zur Bereitstellung thermischer Energie verbrannt werden (hier zur Dampferzeugung). Die Menge an eingesetztem Erdgas ergibt sich aus der benötigten Energiemenge für die Primär- und Produktfraktionierung entsprechend Tabelle 3-15 sowie des Heizwertes von Erdgas (vgl. Anhang 8.4). Die Menge an Pyrolyseöls entstammt vorherigen Verfahrensschritten (Primär- sowie Produktfraktionierung) und ergibt sich somit massenbilanziell aus den entsprechenden Teilsystemen. Die Abgasmenge ergibt sich analog zur Pyrolyse anhand der Abgasmenge infolge der Verbrennung von Erdgas und Pyrolyseöl. In Abbildung 3-9 ist die Massenbilanz des Produktionsprozesses Dampfspaltverfahren zur Herstellung von Olefinen dargestellt.

Abbildung 3-9: Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung Olefinen



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Für ein- und austretende energiebezogene Massenströme werden für die später durchzuführende exergetische Bewertung Annahmen für Temperatur und Druck getroffen. Diese Annahmen sind in Tabelle 3-16 aufgeführt. Für alle nicht aufgeführten Ströme werden Umgebungstemperatur und Umgebungsdruck angenommen. Da in Falcke et al. (2017) / BREF LVOC keine Angaben zur Abgastemperatur aus der Pyrolyse gegeben werden, wird auf Informationen aus Hu et al. (2016) zurückgegriffen. Dabei ist anzumerken, dass es sich dabei um die Abgastemperaturen nach Abwärmenutzung handelt. Die bei der Olefinen-/Ethylenherstellung stattfindende Wärmeintegration wird somit implizit berücksichtigt. Die Temperatur des Abgases aus der Dampferzeugung ergibt sich durch Angaben in Gentili et al. (2014). Die Temperaturen im Dampf erfolgen anhand der Annahmen nach Falcke et al. (2017) / BREF LVOC und Radgen (1996). In Chemiefabriken erfolgt die Energieversorgung zu großen Teilen mittels Prozessdampf. Für die Bilanzierung der Olefineherstellung wurden für alle Dampfströme ein Eingangsdruck von 105 bar angenommen. In realen Anlagen wird Dampf jedoch auf unterschiedlichen Druckniveaus eingesetzt. Für die Herstellung von Olefinen liegt die Bandbreite in Falcke et al. (2017) / BREF LVOC zwischen 4 und 105 bar. Für die exergetische Bewertung ist die Annahme eines einzigen Druckniveaus jedoch gerechtfertigt, da die physikalische Exergie des Dampfes nur geringfügig vom Druck abhängig ist.

Tabelle 3-16: Temperatur und Druck der energiebezogenen In- und Outputströme der Olefinherstellung für das Basisjahr 2010

Nr.	Stoff	Temperatur [°C]			Druck [bar]			Quelle
		Min.	Max.	Mittel	Min.	Max.	Mittel	
3	Abgas Pyrolyse	-	-	112	-	-	-	17)
10 a&b	Dampf (Energie, 5-105 bar)	200	530	-	5	105		1), 18)
12	Abgas	50	200	-	-	-	-	16)
23 a&b	Dampf (Energie, 5-105 bar)	200	530	-	5	105		1), 18)

1) Falcke et al. (2017) / BREF LVOC; 16) Gentili et al. (2014); 17) Hu et al. (2016); 18) Radgen (1996)

Tabelle 3-17 stellt den spezifischen Energieverbrauch der Olefinherstellung für das Basisjahr 2010 dar. Der spezifische Energiebedarf zur Herstellung einer Tonne Ethylen ergibt sich aus den Angaben in Falcke et al. (2017), und beträgt 26 GJ. Diese Energiemenge wird anhand der Angaben in Falcke et al. (2017) auf die einzelnen Systeme verteilt. Daraus lassen sich die spezifischen Energiebedarfe der einzelnen Ströme berechnen.

Tabelle 3-17: Spezifischer Energiebedarf der Olefinherstellung für das Basisjahr 2010

Nr.	Stoff	Spez. Energiebedarf [GJ/t _{Ethylen}]			Quelle
		Min.	Max.	Mittel	
1	Erdgas (A: Pyrolyse)	-	-	15,3	1)
15	Erdgas (D: Sonstiges)	-	-	10,7	1)

1) Falcke et al. (2017) / BREF LVOC

3.3.2 Zukünftige Produktionsprozesse

Die Beschreibung der Analyse für mögliche zukünftige Prozesse zur Herstellung von Olefinen erfolgt in Anlehnung an die Struktur des Abschnitts 3.3.1 in drei Abschnitten. Einleitend erfolgt eine Kurzbeschreibung der ausgewählten zukünftigen Produktionsprozesse. Anschließend werden die Systemgrenzen der betrachteten Prozesse definiert. Es folgt eine Charakterisierung der Sachbilanzen.

3.3.2.1 Kurzbeschreibung von Verfahren für zukünftige Produktionsprozesse zur Herstellung von Olefinen

Die Definition der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse verfolgt einen explorativen Ansatz. Entsprechend beschreiben die möglichen zukünftigen Produktionsprozesse weder die aus Sicht der Autoren wahrscheinlichste, noch die möglicherweise unter volkswirtschaftlichen Gesichtspunkten optimale Entwicklung der Produktionsprozesse.

Für die möglichen **zukünftigen Produktionsprozesse** zur Herstellung von Olefinen werden unterschiedliche Verfahren, die in der Literatur diskutiert werden, miteinander kombiniert. Dabei liegt jeder Kombination die Idee zu Grunde, zunächst Methanol und daraus anschließend Olefine herzustellen.

Folgende Verfahren werden für die Untersuchung mit einbezogen:

- ▶ **Methanolherstellung aus Abfall:** Methanol lässt sich aus Abfällen herstellen (in der Literatur auch als „Waste to Methanol“ (WTM)- Verfahren bezeichnet). In dieser Studie orientiert sich die Prozesswahl anhand der in Iaquaniello et al. (2017) beschriebenen Variante. Der eingesetzte Abfall besitzt dabei jedoch Eigenschaften eines Ersatzbrennstoffes (hohe Kohlenstoffanteile und relativ hoher Heizwert).
- ▶ **Methanolherstellung (Methanolsynthese) aus Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂):** Methanol lässt sich aus den Ausgangsstoffen Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) herstellen. In dieser Studie wird eine Variante aufgegriffen, die in Pérez-Fortes et al. (2016) beschrieben ist.
- ▶ **Olefinherstellung aus Methanol (MTO):** Mit dem Methanol to Olefine (MTO)-Verfahren werden Verfahren bezeichnet, in denen aus Methanol Olefine hergestellt werden. In dieser Untersuchung wird diesbezüglich das sogenannte MTO UOP-Verfahren des Unternehmens UOP LLC verwendet, das in Ren et al. (2008) beschrieben ist.
- ▶ **Elektrolyse:** Wasserstoff lässt sich durch die Elektrolyse von Wasser gewinnen. In dieser Studie wird eine Protonenaustauschmembran-Elektrolyse verwendet, welche in Schmidt et al. (2017) beschrieben ist.

Zur Abbildung **zweier** möglicher **zukünftiger Produktionsprozesse** für die Herstellung von Olefinen wurden die Verfahren wie im Folgenden beschrieben miteinander kombiniert.

- ▶ **Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO) (Olefine aus Abfall):**

Für diesen möglichen zukünftigen Produktionsprozess wird das Verfahren zur Herstellung von Methanol aus Abfall mit dem MTO UOP-Verfahren kombiniert. Das aus Abfall erzeugte Methanol wird somit im MTO UOP-Verfahren zu Olefinen verarbeitet.

- ▶ **Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO₂ & H₂) und Methanol-to-Olefine (MTO) (Olefine aus CO₂ & H₂):**

Für diesen möglichen zukünftigen Produktionsprozess wird das Verfahren zur Herstellung von Methanol aus Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) mit dem MTO UOP-Verfahren kom-

binert. Das aus CO_2 und H_2 hergestellte Methanol wird somit im MTO UOP-Verfahren zu Olefinen verarbeitet. Zudem wird das Verfahren zur Herstellung von Methanol aus Kohlenstoffdioxid (CO_2) und Wasserstoff (H_2) mit dem Elektrolyse-Verfahren kombiniert, durch welches der benötigte Wasserstoff bereitgestellt wird.

Im Folgenden werden die grundlegenden Verfahren der oben genannten zukünftigen Produktionsprozesse zunächst beschrieben (Abschnitte „Verfahrensbeschreibung“). Zudem wird beschrieben, welche Annahmen aus der wissenschaftlichen Literatur zur Erstellung der Sachbilanzen für die Verfahren entnommen wurden (Abschnitte „Annahmen für Sachbilanzen“).

Methanolherstellung aus Abfall / „Waste to Methanol“ (WTM)- Verfahren

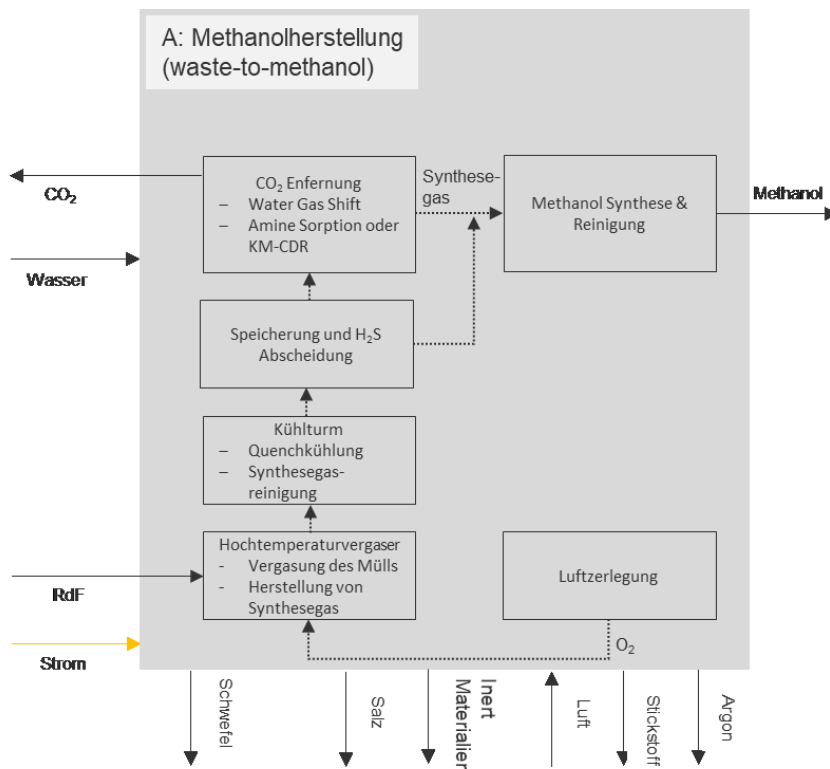
Im Folgenden erfolgt zunächst eine Beschreibung der Methanolherstellung aus Abfall. Anschließend werden die relevanten Annahmen für die Sach- und Energiebilanzen dargestellt. In dieser Studie beschreibt der Begriff Abfall einen Ersatzbrennstoff, welcher aufbereitete Siedlungsabfälle und Gewerbeabfälle enthält. Unbehandelte Abfälle können in dem vorgestellten Verfahren nicht verwertet werden.

Verfahrensbeschreibung - WTM

Methanol lässt sich aus Abfällen herstellen (in der Literatur auch als Waste to Methanol (WTM)- Verfahren bezeichnet). Dabei sind vor allem der Kohlenstoffgehalt des Abfalls und somit die Abfallzusammensetzung von großer Bedeutung. Eine mögliche Verfahrensvariante wird in Iaquaniello et al. (2017) beschrieben. Das dort beschriebene Verfahren lässt sich in die folgenden sechs Hauptschritte unterteilen: Luftzerlegung, Hochtemperaturvergaser, Kühlturm, Speicherung und H_2S -Abscheidung, CO_2 -Entfernung und Methanol-Synthese (vgl. Abbildung 3-10).

Im ersten Schritt wird Abfall in einem Hochtemperaturvergaser zu Synthesegas vergast. Im zweiten Schritt wird das hergestellte Synthesegas in einem Kühlturm abgekühlt und gereinigt. Im dritten Schritt erfolgt eine Abscheidung von Schwefelwasserstoff und eine Zwischenlagerung des Synthesegas. Damit das zwischengespeicherte Synthesegas zu Methanol verarbeitet werden kann, muss ein bestimmtes Verhältnis zwischen Wasserstoff (H_2) und Kohlenstoffmonoxid (CO) im Gas eingestellt werden. Dies geschieht im vierten Schritt, indem Kohlenstoffmonoxid (CO) aus dem Synthesegas entfernt wird. Hierfür wird eine Wassergas-Shift-Reaktion durchgeführt, in der überschüssiges Kohlenstoffmonoxid (CO) mit Wasser (H_2O) zu Kohlenstoffdioxid (CO_2) und Wasserstoff (H_2) umgesetzt wird. Im fünften und letzten Schritt wird das Synthesegas in einem Reaktor zu Methanol umgesetzt.

Abbildung 3-10: Fließbild zur Herstellung von Methanol aus Abfall



Quelle: eigene Abbildung basierend auf Iaquaniello et al. (2017)

Annahmen für Sach- und Energiebilanzen – WTM

Für die vorliegende Untersuchung wurden alle Angaben für die Sachbilanzierung des WTM-Prozesses aus Iaquaniello et al. (2017) entnommen. Daher wird die Datengrundlage und angewandte Methodik des Beitrages von Iaquaniello et al. (2017) im Folgenden kurz beschrieben.

Die Zusammensetzung des Abfalls wird in Iaquaniello et al. (2017) wie folgt angegeben: 3% Holz, 29% Papier, 31% Kunststoffe, 7% Textilien, 12% organische Stoffe, 18% Inerte Stoffe. Bei dem in Iaquaniello et al. (2017) verwendeten Abfall handelt es sich um einen Ersatzbrennstoff (Refused-derived-fuel, RdF). Die diesbezüglichen Annahmen zur Zusammensetzung wurden für den Beitrag von einem italienischen Abfallbehandlungsunternehmen bezogen.

Annahmen für den ersten Schritt (Hochtemperaturvergaser) wurden in Iaquaniello et al. (2017) anhand einer real existierenden Anlage in Italien (Malagrotta) getroffen. Auf Grund der dortigen speziellen Anlagenkonfiguration kann allerdings keine Aussage darüber getroffen werden, in wie weit die Ergebnisse übertragbar sind. Die weiteren Schritte und der gesamte WTM-Prozess wurden in einem Prozesssimulationsprogramm (process simulator PROII) simuliert. Hieraus folgen Energie- und Massenbilanzen für den gesamten Prozess, die in dem Beitrag zusammengefasst werden (S. 613 in Iaquaniello et al. (2017)). Dort werden die aus der Simulation resultierenden Eingangsströme (Ersatzbrennstoff, Elektrizität und destilliertes Wasser) den Ausgangsströmen (CO₂, Inerte Stoffe, Schwefel, Salze sowie Methanol) gegenübergestellt. Diese Gegenüberstellung bezieht sich auf eine Produktionsmenge von 300 Tonnen pro Tag. Diese Angaben wurden zur Ermittlung von Stoffströmen und Energiebilanzen verwendet. Die ein- und austretenden Stoffströme sind in Tabelle 3-18 dargestellt. Der tägliche Strombedarf beträgt 16 MWh. Die vorangegangenen Angaben wurden mit Hilfe der täglichen Produktionsmenge zur Erstellung der Sachbilanzen in diesem Projekt verwendet.

Tabelle 3-18: Sachbilanz des Waste to Methanol (WTM Prozess)

Stoff	Input [t/d]	Output [t/d]
Wasser	107	-
Abfall	716	-
CO ₂	-	367
Inert	-	143
Schwefel	-	1,7
Salz	-	3
Methanol	-	300

Der Verbrauch für Elektrizität wird pro Tag auf 16 MWh beziffert.

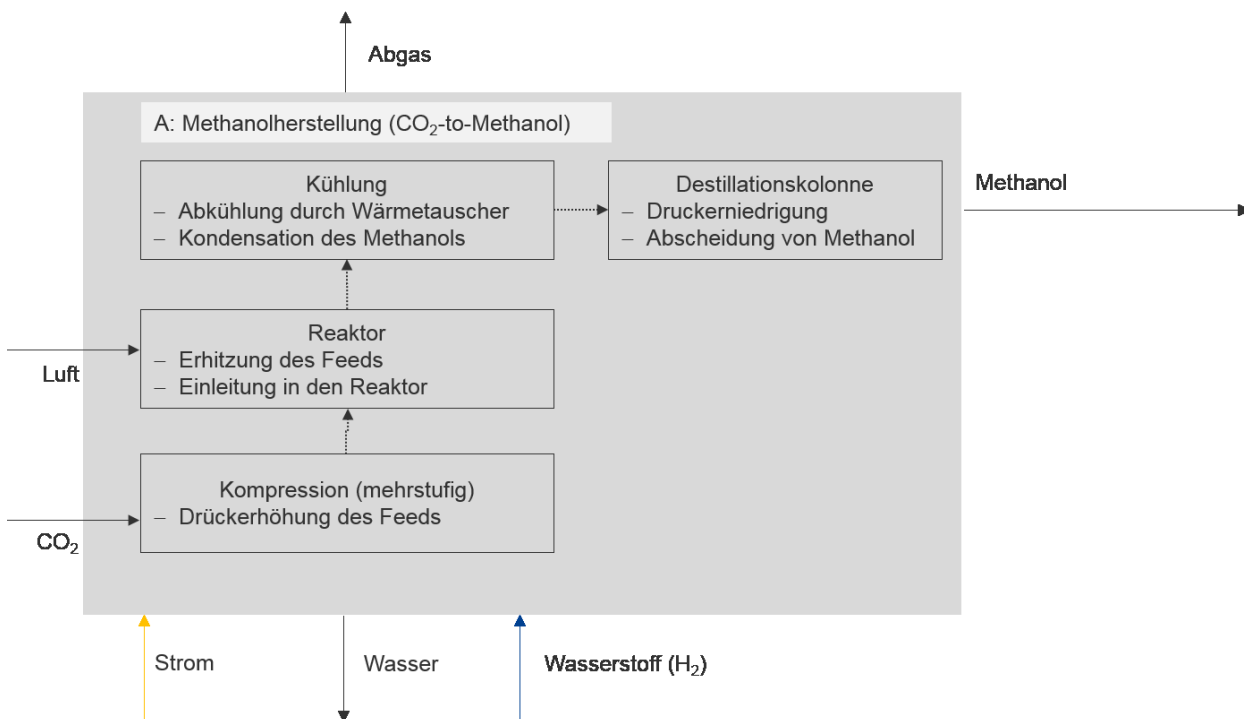
Methanolherstellung aus CO₂ und H₂ (Methanolsynthese)

Im Folgenden erfolgt zunächst eine Beschreibung der Methanolherstellung aus CO₂ und H₂. Anschließend werden die relevanten Annahmen für die Sach- und Energiebilanzen dargestellt.

Verfahrensbeschreibung

In möglichen zukünftigen Produktionsprozessen kann die Herstellung von Methanol durch die Synthese von Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) erfolgen. Eine mögliche Verfahrensvariante wird in Pérez-Fortes et al. (2016) beschrieben. In dieser Arbeit werden Energie- und Massenbilanzen für den gesamten Prozess angegeben. Die Verfahrensvariante von Pérez-Fortes et al. (2016) lässt sich in die vier Hauptschritte Kompression (mehrstufig), Reaktion, Kühlung und Destillationskolonne unterteilen (vgl. Abbildung 3-11).

Im ersten Schritt wird CO₂ über mehrere Kompressoren verdichtet und anschließend mit Wasserstoff gemischt. Der Wasserstoff wird innerhalb des Produktionsprozesses durch die Elektrolyse von Wasser gewonnen. **Im zweiten Schritt** erfolgt die Methanolsynthese des CO₂ und H₂ in einem Reaktor. Anschließend wird im **dritten Schritt** der austretende Gasstrom abgekühlt, wodurch eine nahezu vollständige Kondensation des Methanols möglich ist. Danach erfolgt im vierten Schritt die Destillation des Methanols um das im Kondensat vorhandene Wasser abzuscheiden (Pérez-Fortes et al. 2016).

Abbildung 3-11: Fließbild zur Herstellung von Methanol aus CO₂ und H₂ (Methanolsynthese)

Quelle: Pérez-Fortes et al. (2016)

Annahmen für Sachbilanzen

Für die vorliegende Untersuchung werden alle Angaben aus Pérez-Fortes et al. (2016) übernommen. In dieser Arbeit wurde ein Modell für eine mögliche Anlagenkonfiguration erstellt und sowohl stofflich, wie auch energetisch analysiert. Die einzelnen Schritte des Prozesses wurden in der Prozesssimulationssoftware CHEMCAD nachgebildet. Zusätzlich wurde eine Pinch-Analyse durchgeführt, um die möglichen Wärmetauscher und den Energiebedarf zu modellieren. Die Größe der Anlage entspricht der einer konventionellen Anlage mit einer jährlichen Produktionskapazität von 440 kt Methanol (CH₃OH) und einer Produktionszeit von 8.000 Stunden pro Jahr.

Zur Ableitung der Stoffströme aus Pérez-Fortes et al. (2016) wurde wie folgt vorgegangen:

In Pérez-Fortes et al. (2016) wurde der Prozess mittels der Prozesssimulationssoftware CHEMCAD abgebildet. Dabei sind für jeden Strom, welcher in den Prozess ein- bzw. austritt zum einen die Masse des gesamten Stroms und zum anderen die prozentuale Zusammensetzung des Stroms angegeben. Daraus lassen sich für jeden Strom die Massen der jeweiligen Stoffe berechnen. Auf Grundlage dessen wird durch Addition der einzelnen Stoffe in den Strömen eine Gesamtbilanz für den Prozess erstellt. Tabelle 3-19 stellt die Ergebnisse dieser Bilanz dar.

Tabelle 3-19: Sachbilanz des CO₂ und H₂ zu Methanol Prozess (aus Pérez-Fortes et al. (2016))

Komponenten	Input [t/h]	Output [t/h]
MeOH	-	55,4
H ₂ O	-	36,4
H ₂	11,0	-
CO ₂	80,5	5,0
CO	-	-
N ₂	34,1	34,5
O ₂	10,8	5,5
Summe	136,3	136,7

Annahme für Energiebilanzen

Zur Bestimmung des Energiebedarfs werden die Ergebnisse der Pinch-Analyse aus Pérez-Fortes et al. (2016) verwendet. In diesem Kontext geben Pérez-Fortes et al. (2016) sogenannte externe Bedarfe (engl. *external needs*) an, die sich aus der Pinch-Analyse ergeben. Diese externen Bedarfe bezeichnen den Wärme- und Kühlbedarf des Gesamtprozesses unter Berücksichtigung der „Energieeffizienzmaßnahme“ Wärmeintegration. Aus diesen Angaben können die Bedarfe einzelner Produktionsschritte jedoch nicht bestimmt werden. Im Folgenden sind diesbezüglich Energiebedarfe nur für elementare Grundschriffe dargestellt. Im ersten Schritt werden die Einsatzgase über mehrere Verdichtungsstufen auf den Reaktorspeisedruck komprimiert. Hierdurch ergeben sich Aufwände für Strom zum Betrieb der Kompressoren. Zudem werden die Einsatzgase nach jeder Kompressorenstufe mit Wasser zwischengekühlt. Dieser Kühlaufwand verursacht einen Strombedarf für Pumpen. Das erwärmte Wasser aus den Zwischenkühlungen wird gesammelt und in einem ORC-Prozess zur Gewinnung von Strom zur Eigenversorgung verwendet. Im zweiten Schritt werden die verdichteten Einsatzgase weiter erwärmt und in den Reaktor geleitet. Für diesen Prozess besteht somit ein Wärmebedarf. Die Reaktion im Reaktor ist exotherm, die Wärme des durch die Reaktion erhitzten gasförmigen Produktstromes wird für diese Erwärmung der Edukte genutzt. Im dritten Schritt wird Methanol in einer Destillationskolonne vom Wasser getrennt. Somit ergibt sich ein Wärmebedarf für den Betrieb der Destillationskolonne.

Die externen Bedarfe sowie die spezifischen Verbräuche sind in Tabelle 3-20 zusammengefasst. Für die Bereitstellung von Wärme wird angenommen, dass diese durch Einsatz von Elektrizität gewonnen wird (bspw. in Elektrodenkesseln).

Tabelle 3-20: Energiebilanz des CO₂ und H₂ zu Methanol Prozess

Externer Bedarf (aus Pinch-Analyse von Pérez-Fortes et. al. (2016))		Energieträgerbedarf (für Sachbilanz)		Kommentar
		Abgeleiteter Energieträger	Abgeleiteter Wert	
MWh/t _{MeOH}		MWh/t _{MeOH}		-
Elektrizität	0,169	Elektrizität	0,169+0,862	Konservative Annahme, Kälte eins zu eins durch Elektrizität gedeckt.
Wärme	0,439	Elektrizität	0,439	Annahme: Wärmebereitstellung durch Elektrodenkessel.
Kälte	0,862	-	0,000	Der Energiebedarf für die Bereitstellung der Kälte ist schon im Elektrizitätsbedarf abgebildet.

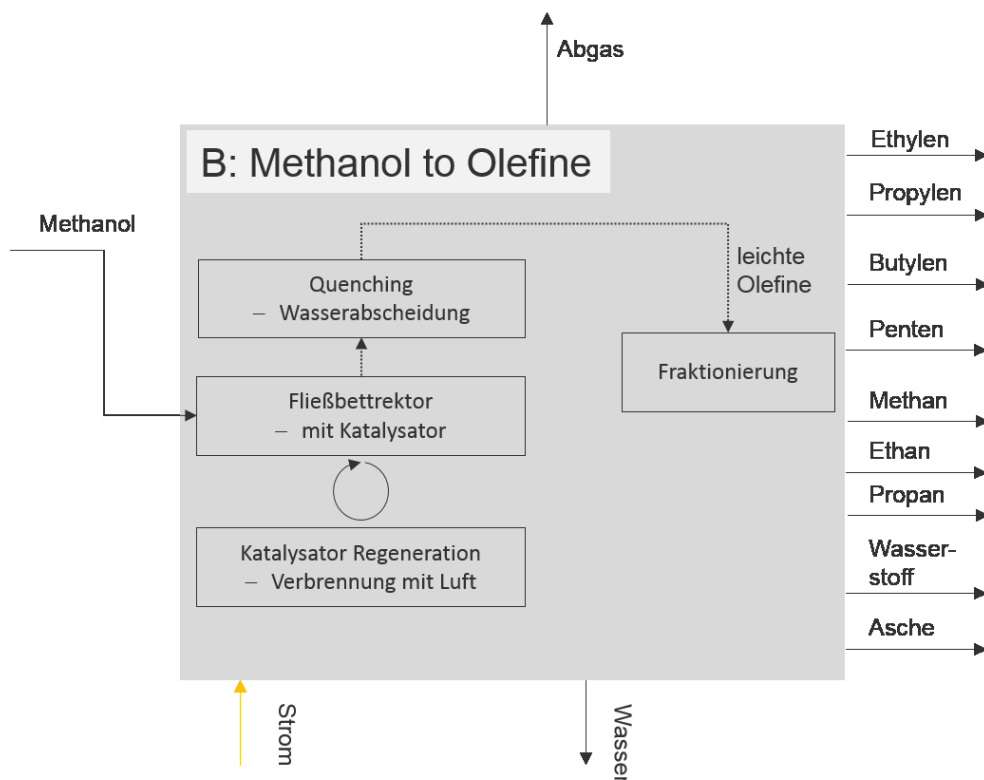
Olefinherstellung aus Methanol / Methanol-to-olefins (MTO)

Im Folgenden erfolgt zunächst eine Beschreibung der Olefinherstellung aus Methanol. Anschließend werden die relevanten Annahmen für die Sach- und Energiebilanzen dargestellt.

Verfahrensbeschreibung

Mit dem Methanol to Olefine (MTO)-Verfahren werden Verfahren bezeichnet, in denen aus Methanol Olefine hergestellt werden. In dieser Untersuchung wird diesbezüglich das sogenannte MTO UOP-Verfahren des Unternehmens UOP LLC (cf. Johansson 2013; Ren et al. 2008) angenommen. In Abbildung 3-12 ist das Fließbild für eine mögliche Prozessführung dargestellt. Dieses Verfahren lässt sich in drei Hauptschritte unterteilen.

Abbildung 3-12: Fließbild zur Herstellung von Olefinen durch MTO



Quelle: in Anlehnung an Johansson (2013)

Im ersten Schritt wird Methanol in einen Fließbettreaktor (engl. *fluidized bed reactor*) geleitet. Im Fließbettreaktor wird mit Hilfe eines Katalysators ein Gas erzeugt, das besonders reich an Ethylen und Propylen ist. Die prozentuale Ausbeute an Ethylen und Propylen wird u. a. durch die Wahl des Katalysators und die Regelung der Temperatur und des Druckes im Reaktor bestimmt. Am Katalysator bildet sich während des Prozesses Koks, welches die Reaktion negativ beeinflusst. Aus diesem Grund muss der Katalysator regelmäßig regeneriert werden und wird deshalb teilweise entnommen, regeneriert und wieder zugeführt. Die Reaktionen innerhalb des Reaktors laufen exotherm ab, es wird also Wärme bereitgestellt. Um eine möglichst hohe Ausbeute an Ethylen zu erhalten wird der Reaktor bei einer Temperatur zwischen 500 und 520°C und einem Druck zwischen 1 und 3 bar gefahren. Der aus dem Fließbettreaktor tretende Gasstrom enthält leichte Olefine, Ethylen und Propylen sowie Kohlenstoffmonoxid (CO) und Kohlenstoffdioxid (CO₂). Der aus dem Reaktor austretende Gasstrom wird im zweiten Schritt auf etwa 95-115°C abgekühlt. Dies erfolgt durch Quenchung. Dabei wird zudem Wasser und Staub aus dem Gasstrom entfernt. Im Gasstrom verbliebener Dimethylether und Methanol wird in den

Reaktor zurückgeführt. Nach der Quenchung erfolgt im dritten Schritt die Fraktionierung der einzelnen Gasfraktionen. Diese verläuft analog zur Fraktionierung bei der Herstellung über die Route mit Steam Cracker.

Annahmen für Sachbilanzen

Zur Ableitung der Stoffströme aus Johansson (2013) wurde wie folgt vorgegangen:

In Johansson (2013) wurde mittels der Prozesssimulationssoftware Aspen Plus ein Modell einer MTO Anlage erstellt, welche in eine bestehende Anlage integriert wurde. Zusätzlich wird die MTO-Anlage als einzelner Prozess betrachtet. Es wurden zwei verschiedene Prozessbedingungen zum Betreiben des Reaktors untersucht. Zum einen ein "high Propylen" Modell, in welchem die Bedingungen stark darauf ausgelegt sind, die Ausbeute an Propylen zu erhöhen. Und zum anderen ein "high Ethylen" Modell, in welchem die Bedingungen darauf ausgelegt sind, die Ausbeute an Ethylen zu erhöhen. Da in vorliegender Untersuchung die Massenbilanzen auf Ethylen bezogen werden, wird in diesem Fall das "high Ethylen" Modell verwendet. Die modellierte Anlage hat eine Produktion von 200 kt_{Ethylen} pro Jahr. Die Betriebszeit der Anlage wird mit 8.000h pro Jahr angegeben. In Tabelle 3-21 sind die Ergebnisse aus Johansson (2013) dargestellt.

Tabelle 3-21: Sachbilanz des MTO Prozess (aus Johansson (2013))

Stoff	Input kg/h	Output kg/h
Methanol	116.601	-
Ethylen	-	25.011
Propylen	-	16.334
Butylen	-	5.104
Penten	-	1.021
Methan	-	1.530
Ethan	-	275
Propan	-	202
Wasser	-	65.083
CO	-	280
CO ₂	-	360
Asche	-	1.399
Wasserstoff	-	2
Summe	116.601	116.601
Bilanzrest	0	0

Annahmen für Energiebilanzen

Zur Ableitung des Energiebedarfs des MTO-Prozesses wurden mehrere Veröffentlichungen ausgewertet. Vor allem zu nennen sind hier die folgenden Veröffentlichungen:

- Ren et al. (2008): *Steam cracking and methane to olefins: Energy use, CO₂ emissions and production costs*. In: Energy Vol. 33 (No. 5), pp. 817-833.
- Ortiz-Espinoza et al. (2017): *Design, simulation and techno-economic analysis of two processes for the conversion of shale gas to ethylene*. In: Computers & Chemical Engineering Vol. 107, pp. 237-246.

Ren et al. (2008) untersuchen methanbasierte Routen zur Herstellung von Olefinen. In diesem Rahmen werden Energiebilanzen für diese Routen auf Basis von Abschätzungen des Energiebedarfes für einzelne Prozessschritte und einer Literaturrecherche erstellt. In diesem Kontext wird unter anderem auch der Energiebedarf für den MTO UOP Prozess abgeschätzt. Die Schätzung resultiert in einem Energiebedarf von 13 GJ pro Tonne Ethylen für den Prozess. Hierbei ist jedoch zu erwähnen, dass Ren et al. (2008) die Herstellung von Methanol aus Erdgas als vorangegangenen Prozess mit betrachtet. Bei der Herstellung von Methanol aus Erdgas sind einige Prozessschritte exotherm (Oxidation von Methan sowie Methanolsynthese). Die bei diesen Reaktionen freiwerdende Wärme kann für andere Prozesse eingesetzt werden. Inwieweit freiwerdende Wärme bei der Herstellung von Methanol aus Erdgas für den nachgeordneten MTO UOP Prozess bei der Bilanzierung mitberücksichtigt wurde, ist unklar. Für die vorangegangene Herstellung von Methanol aus Erdgas wird ein Bedarf von 10 GJ pro Tonne Methanol geschätzt. Wird nun angenommen, dass etwa 25% des Methanols in Ethylen umgesetzt werden so würde sich der Bedarf über die ganze Kette (vom Erdgas zu Ethylen) auf 53 GJ pro Tonne Ethylen ergeben.

Ortiz-Espinoza et al. (2017) simulieren zwei Prozesse zur Herstellung von Ethylen aus Schiefergas in einem Simulationsprogramm (Aspen Plus). Einer der beiden Prozesse bezieht sich vergleichbar zu Ren et al. (2008) zunächst auf die Produktion von Methanol aus Schiefergas und im Anschluss daran erfolgt die Produktion von Ethylen mit dem MTO UOP-Verfahren. Den Wärmebedarf (ohne Wärmeintegration) des Gesamtprozesses (Schiefergas zu Ethylen) beziffern Ortiz-Espinoza et al. (2017) auf etwa 50 GJ pro Tonne Ethylen. Jedoch führen Ortiz-Espinoza et al. (2017) zudem eine Pinch-Analyse durch, in der mögliche Energieeinsparungen durch Wärmeintegration mit berücksichtigt werden. Zudem werden Möglichkeiten der Verstromung von Abwärme (da ein Kältebedarf besteht, der diesbezüglich genutzt werden kann) mitberücksichtigt. Mit Wärmeintegration (jedoch ohne Verstromung von Abwärme) ergibt sich für den Gesamtprozess bei Ortiz-Espinoza et al. (2017) ein Bedarf von etwa 4,7 GJ Elektrizität und 45,0 GJ Brennstoff je Tonne Ethylen. Mit Wärmeintegration und mit Verstromung von Abwärme ergibt sich hingegen ein Bedarf von etwa 1,1 GJ Elektrizität und 3,9 GJ Brennstoff je Tonne Ethylen für den Gesamtprozess (Schiefergas zu Ethylen).

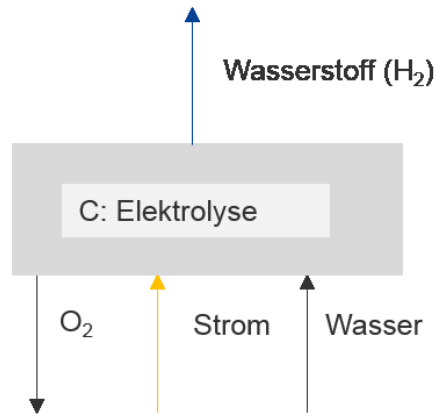
Aus den vorigen Absätzen ergibt sich, dass Potenziale zur Senkung des Energiebedarfs durch Wärmeintegration und Verstromung von Abwärme (bzw. Nutzung des Kühlbedarfs für die Abwärmeverstromung) bei Ren et al. (2008) ggf. unterschätzt werden. Dies kann jedoch nicht abschließend geklärt werden, da die Modelle der Autoren nicht vorliegen. Eine Anfrage an die Autoren wurde gestellt. Bis zur Erstellung des Endberichtes lag jedoch keine Rückmeldung vor. Für diese Studie wurde deshalb angenommen, dass der Energiebedarf für den UOP MTO Prozess wie in Ren et al. (2008) angegeben 5 GJ pro Tonne HVC entspricht, da sich die entsprechende Größenordnung auch in anderen Veröffentlichungen wiederfindet (bspw. in einer Publikation Bazzanella et al. (2017)). Wir dies auf die Menge der Sachbilanz, die hier verwendet wird umgerechnet (also die Menge des produzierten Ethylens aus Tabelle 3-21), dann entspricht dies etwa 10 GJ pro Tonne Ethylen. Es wird zudem angenommen, dass dieser Energiebedarf in Zukunft durch Elektrizität gedeckt wird.

Elektrolyse

Bei der Wahl der Elektrolysetechnologie wurde die Protonenaustauschmembran Elektrolyse (PEMEC) nach Schmidt et al. (2017) ausgewählt (vgl. Abbildung 3-13). In dieser Veröffentlichung wurden anhand von Expertenbefragungen zukünftige Leistungs- und Kostenindikatoren ermittelt. Die PEMEC Technologie wird nach Schmidt et al. (2017) im Jahr 2030 die Alkaline Technologie als Standard ersetzen. Bei der PEMEC besteht der Elektrolyseur aus einer protonendurchlässigen Polymermembran, auf welcher die Kathodenseite mit Platin und die Anodenseite mit Edelmetallen beschichtet ist. Durch das Anlegen einer Spannung wird vorhandenes Wasser in der Zelle aufgespalten und die Wasserstoffionen

diffundieren durch die Membran auf die Kathodenseite. Dort reagieren sie mit Elektronen zu Wasserstoff. In Schmidt et al. (2017) wird davon ausgegangen, dass es in Zukunft keine großen Fortschritte in Bezug auf die Effizienz von Elektrolysezellen geben wird. Lediglich die Kosten und die Lebensdauer werden sich in den nächsten Jahren positiv verändern. Für den spezifischen Energieverbrauch der PEMEC wird mit ca. 4,5 kWh/m³H₂ gerechnet.

Abbildung 3-13: Fließbild der Elektrolyse



Quelle: (Schmidt et al. 2017)

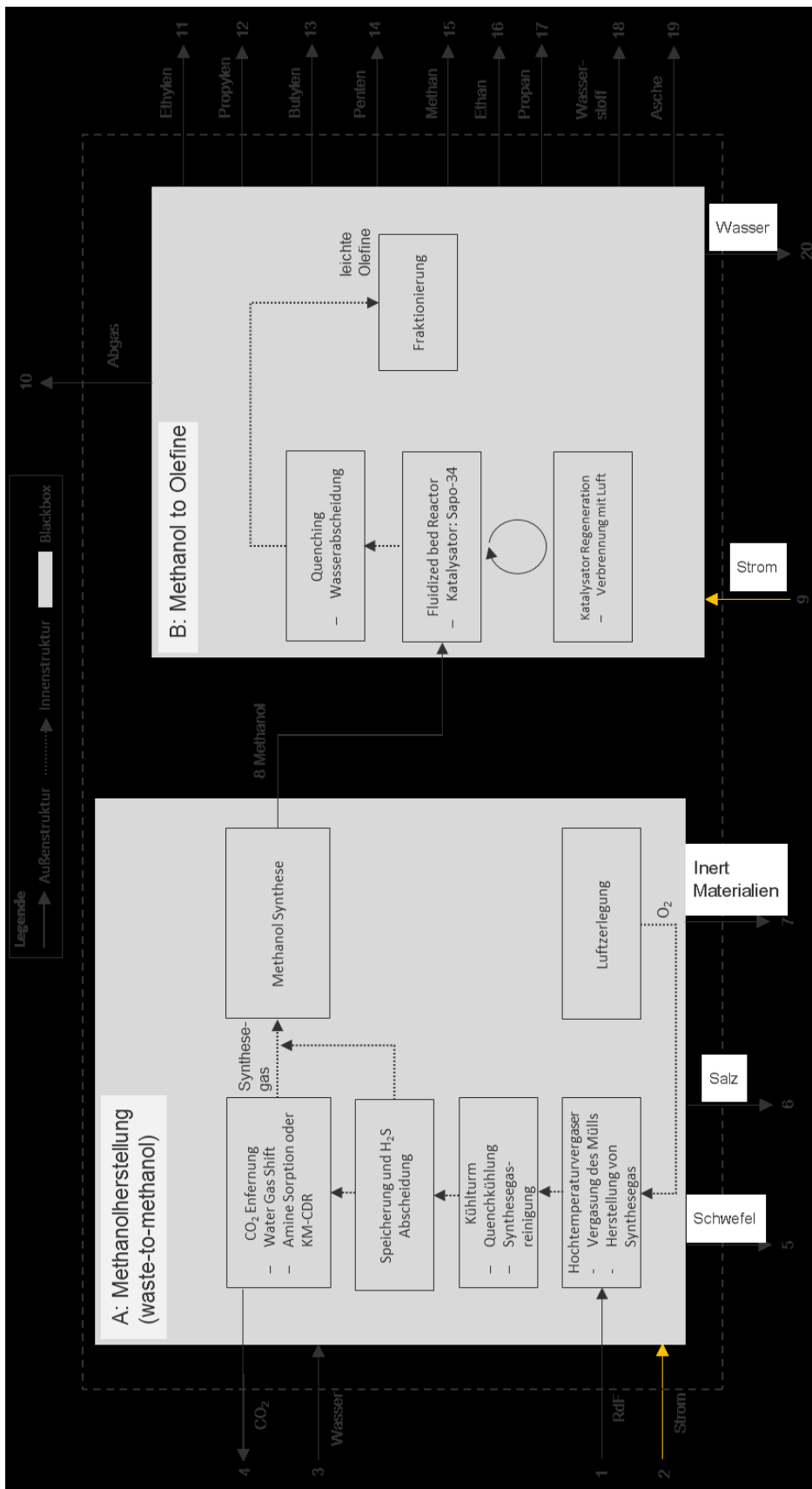
3.3.2.2 Definition der Systemgrenze

Nachfolgend werden die Systemgrenzen für die Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO) (Olefine aus Abfall) sowie die Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO₂ & H₂) und Methanol-to-Olefine (MTO) (Olefine aus CO₂ & H₂) dargelegt. Innerhalb der Systemgrenzen sind die zuvor erläuterten Teilprozesse kombiniert.

Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO)

Für diesen möglichen zukünftigen Produktionsprozess wird das Verfahren zur Herstellung von Methanol aus Abfall mit dem MTO UOP-Verfahren kombiniert. Das aus Abfall erzeugte Methanol wird somit im MTO UOP-Verfahren zu Olefinen verarbeitet. Die entsprechenden zu Grunde liegenden Verfahren sind in den vorangegangenen Kapiteln beschrieben. Die Definition der Systemgrenze erfolgt systematisch entsprechend des Methodenkapitels. Der mögliche zukünftige Produktionsprozess Methanolherstellung aus Abfall und MTO zur Herstellung von Olefinen wird in zwei Teilsysteme aufgeteilt. Diese sind die die Methanolherstellung aus Abfall (A) sowie die Herstellung von Olefinen aus Methanol (B). Die Aufteilung des Gesamtsystems und die Systemgrenzen sind in Abbildung 3-14 dargestellt.

Abbildung 3-14: Systemgrenze für den Produktionsprozess Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO)



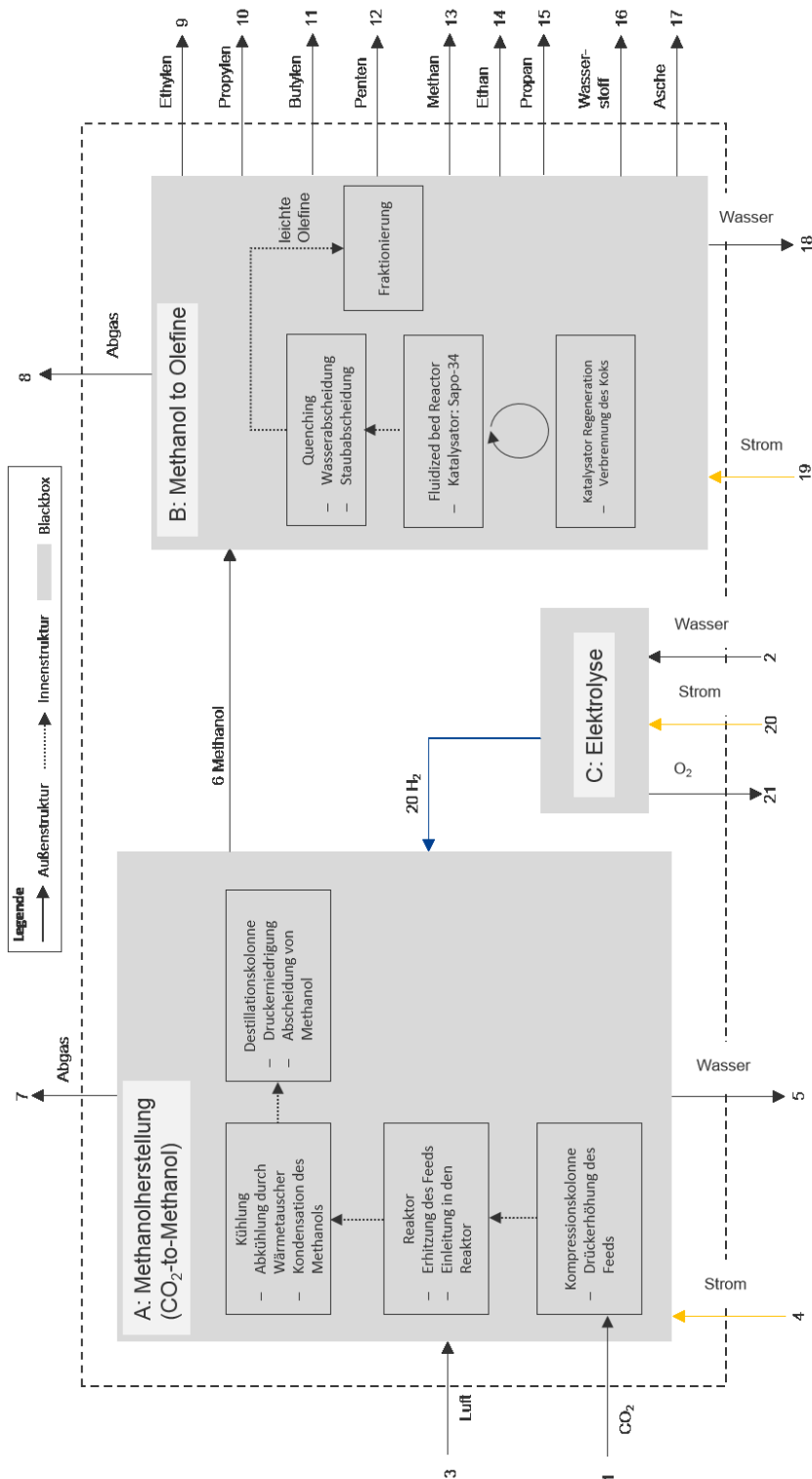
Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO₂ & H₂) und Methanol-to-Olefine (MTO)

Für diesen möglichen zukünftigen Produktionsprozess wird das Verfahren zur Herstellung von Methanol aus Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) mit dem MTO UOP-Verfahren kombiniert. Das aus CO₂ und H₂ hergestellte Methanol wird somit im MTO UOP-Verfahren zu Olefinen verarbeitet. Zudem wird das Verfahren zur Herstellung von Methanol aus Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) mit dem Elektrolyse-Verfahren kombiniert. D. h. der benötigte Wasserstoff wird im Elektrolyse-Verfahren gewonnen und bereitgestellt. Die entsprechenden zu Grunde liegenden Verfahren sind in den vorangegangenen Kapiteln beschrieben.

Die Definition der Systemgrenze erfolgt systematisch entsprechend des Methodenkapitels. Der mögliche zukünftige Produktionsprozess Olefinherstellung aus CO₂ und H₂ und MTO zur Herstellung von Olefinen wird in drei Teilsysteme aufgeteilt. Diese sind die Olefinherstellung aus CO₂ und H₂ (A), die Herstellung von Olefinen aus Methanol (B) sowie die Herstellung von Wasserstoff mittels Elektrolyse (C). In Abbildung 3-15 sind die Systemgrenzen für den Produktionsprozess dargestellt.

Abbildung 3-15: Systemgrenzen für den Produktionsprozess Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO₂ & H₂) und Methanol-to-Olefine (MTO)



Quelle: Eigene Darstellung basierend auf Laquanno et al. (2017) und Johansson (2013)

Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

3.3.2.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Analog zur Ist-Analyse sind für die zukünftigen Produktionsprozesse zunächst konsistente Sachbilanzen zu erstellen. Dies wird im Folgenden für beide untersuchten Prozesse getan.

Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO)

Beim Produktionsprozess Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO) wird Abfall vergast und zur Herstellung von Methanol eingesetzt. Dies wird mit dem sogenannten Waste to Methanol (WTM)-Prozess durchgeführt. Das hergestellte Methanol wird schließlich mit dem sogenannten MTO-Verfahren zu Olefinen verarbeitet.

Da es keine konsistente Sachbilanz für die Kombination beider oben genannten Verfahren gibt, wurde eigens für die Studie eine Sachbilanz erstellt. Hierfür wurden wissenschaftliche Publikationen ausgewertet, die Sachbilanzen für die Teilprozesse enthalten und die Sachbilanz für den hier betrachteten Prozess wurde generisch erstellt. Dabei wurde von hinten nach vorne vorgegangen, um die Mengen entsprechend zu kalibrieren. D.h. zunächst wurde recherchiert wieviel Tonnen Methanol und welche weiteren Stoffe für eine Tonne Ethylen (Bezugsgröße für Olefine) mit dem MTO-Prozess notwendig sind und die Bilanz wurde aufgestellt. Anschließend wurde die Sachbilanz für den vorangegangenen Prozess erstellt, d.h. wieviel Abfall und welche weiteren Stoffe sind notwendig, um die für eine Tonne Ethylen notwendige Menge Methanol mit dem WTM-Prozess herzustellen.

Für den WTM-Prozess wurden für den stofflichen und energetischen Teil der Sachbilanz Daten aus Iaquaniello et al. (2017) verwendet. In Iaquaniello et al. (2017) wird der WTM-Prozess systematisch im Hinblick auf Rohstoffumsetzung und Produktausbeute untersucht.

Für den MTO-Prozess wurden für den stofflichen Teil der Sachbilanz Daten aus Johansson (2013) verwendet. In Johansson (2013) wurde mittels der Prozesssimulationssoftware Aspen Plus ein Modell einer MTO Anlage erstellt. Für den energetischen Teil des MTO-Prozesses wurden Daten aus Ren et al. (2008) verwendet. Ren et al. (2008) untersuchen methanbasierte Routen zur Herstellung von Olefinen u.a. im Hinblick auf Energieeinsparpotenziale. Die für die Sachbilanzen verwendeten Quellen sind in Tabelle 3-22 zusammenfassend aufgeführt.

Tabelle 3-22: Quellen für Sachbilanzen für Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO)

WTM-Prozess		MTO-Prozess	
Stofflich	Energetisch	Stofflich	Energetisch
Iaquaniello et al. (2017)		Johansson (2013)	Ren et al. (2008)

Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO₂ & H₂) und Methanol-to-Olefine (MTO)

Beim Produktionsprozess „Olefinherstellung aus CO₂ und H₂ und MTO“ wird Methanol durch die Synthese von Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) hergestellt (Methanolsyntheseprozess). Der notwendige Wasserstoff wird mittels Elektrolyse bereitgestellt, für das CO₂ wird angenommen, dass dieses außerhalb der Bilanzgrenze geliefert wird. Äquivalent zum vorangegangenen Prozess wird angenommen, dass das Methanol im MTO-Prozess zu Olefinen verarbeitet wird.

Da es auch für diesen Prozess keine konsistente Sachbilanz für die Kombination der oben genannten Verfahren gibt, wurde ebenfalls eigens für die Studie eine Sachbilanz erstellt. Hierfür wurde äquivalent zum vorigen Prozess vorgegangen, d.h. von hinten nach vorne, um die notwendigen Stoff- und Energie-

ströme zu bestimmen. D.h. es wurde zunächst recherchiert wieviel Tonnen Methanol und welche weiteren Stoffe für eine Tonne Ethylen (Bezugsgröße für Olefine) mit dem MTO-Prozess notwendig sind und die Bilanz wurde aufgestellt. Anschließend wurde die Sachbilanz für den vorangegangenen Prozess erstellt, d.h. wieviel CO₂ und H₂ sind notwendig, um die für eine Tonne Ethylen notwendige Menge Methanol mit dem Synthese-Prozess herzustellen usw.

Für die Methanol-Synthese wurden für den stofflichen und energetischen Teil der Sachbilanz Daten aus Pérez-Fortes et al. (2016) übernommen. In dieser Arbeit wurde ein Modell für eine mögliche Anlagenkonfiguration erstellt und sowohl stofflich, wie auch energetisch analysiert. Die einzelnen Schritte des Prozesses wurden in der Prozesssimulationssoftware CHEMCAD nachgebildet.

Für die Elektrolyse wurden Daten aus Schmidt et al. (2017) verwendet. In dieser Veröffentlichung wurden anhand von Expertenbefragungen zukünftige Leistungs- und Kostenindikatoren für die Elektrolyse ermittelt.

Für den MTO-Prozess wurden für den stofflichen Teil der Sachbilanz Daten aus Johansson (2013) verwendet. Für den energetischen Teil des MTO-Prozesses wurden Daten aus Ren et al. (2008) verwendet (beides äquivalent zum vorigen Prozess). Die für die Sachbilanzen verwendeten Quellen sind in Tabelle 3-22 zusammenfassend aufgeführt. Die vollständigen tabellarischen Sachbilanzen in Anhang 8.4 dargelegt.

Tabelle 3-23: Quellen für Sachbilanzen für Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO₂ & H₂) und Methanol-to-Olefine (MTO)

Elektrolyseprozess		Methanolsynthese		MTO-Prozess	
Stofflich	Energetisch	Stofflich	Energetisch	Stofflich	Energetisch
Schmidt et al. (2017)		Pérez-Fortes et al. (2016)		Johansson (2013)	Ren et al. (2008)

3.3.3 Bewertungsindikatoren

Unter Verwendung der dargestellten Sachbilanzen der definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Olefinen für das Basisjahr 2010 und das Zieljahr 2050 erfolgt die Bestimmung der im Abschnitt 2.1 definierten Bewertungsindikatoren.

Energetisch

Tabelle 3-24 fasst die energetischen Bewertungsindikatoren für den Produktionsprozess „von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren“ zusammen. Der spezifische Endenergieverbrauch beträgt etwa 26 GJ/t_{Ethylen}. Der Energiebedarf wird von außen lediglich durch die Zufuhr von Erdgas gedeckt. Der größte Teil der Energie wird mit etwa 15 GJ/t_{Ethylen} in der Pyrolyse benötigt. Wird der Energiegehalt des stofflich genutzten Naphtas mitbilanziert, läge der Verbrauch in Summe bei etwa 168 GJ/t_{Ethylen}.

Tabelle 3-24: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen

Indikator	Einheit	Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren
Spez. PEV ¹⁾	GJ/t _{Ethylen}	28,6
Spez. EEV ²⁾	GJ/t _{Ethylen}	26,0 (167,9) ³⁾

¹⁾ Primärenergieverbrauch (PEV)

²⁾ Endenergieverbrauch (EEV)

³⁾ Falls Energiegehalt von stofflich genutztem Naphta mit einbezogen wird

Tabelle 3-25 fasst die energetischen Bewertungsindikatoren für den Produktionsprozess Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO) (Olefine aus Abfall) sowie für den Produktionsprozess Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO_2 & H_2) und Methanol-to-Olefine (MTO) (Olefine aus CO_2 & H_2) zusammen. Der spezifische Endenergieverbrauch für den Produktionsprozess Methanolherstellung aus Abfall und MTO beträgt etwa $22 \text{ GJ/t}_{\text{Ethylen}}$. Der Energiebedarf ist dabei auf Elektrizität zurückzuführen. Dabei wurde der eingesetzte Ersatzbrennstoff nicht energetisch bilanziert, da es sich um eine stoffliche Nutzung handelt. Wird der Energiegehalt des Ersatzbrennstoffs mit bilanziert, so beträgt der Endenergieverbrauch etwa $174 \text{ GJ/t}_{\text{Ethylen}}$.

Der spezifische Endenergieverbrauch für den Produktionsprozess Olefinherstellung aus CO_2 und H_2 und MTO beträgt etwa $186 \text{ GJ/t}_{\text{Ethylen}}$. Der Energiebedarf ist dabei auf Elektrizität (insbesondere Elektrolyse) zurückzuführen. Zudem ist zu berücksichtigen, dass der energetische Aufwand zur Bereitstellung der notwendigen CO_2 -Menge bei der Bilanzierung bewusst nicht berücksichtigt worden ist. Würde dieser Aufwand mitbilanziert werden (Post-Combustion-CCS mit Amin), so würden für die Bereitstellung von etwa 7 Tonnen CO_2 je Tonne Ethylen zusätzlich 26 GJ Energie notwendig. Der Verbrauch würde dann etwa $212 \text{ GJ/t}_{\text{Ethylen}}$ betragen (Hermann et al. 2012).

Tabelle 3-25: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen

Indikator	Einheit	Olefine aus Abfall	Olefine aus CO_2 & H_2
Spez. EEV ¹⁾	$\text{GJ/t}_{\text{Ethylen}}$	18,2 (174,0) ²⁾	186,1
davon Methanolherstellung	$\text{GJ/t}_{\text{Ethylen}}$	9,0	176,9
davon MTO	$\text{GJ/t}_{\text{Ethylen}}$	9,3	9,3

¹⁾ Endenergieverbrauch (EEV)

²⁾ Falls Energiegehalt von Abfall mit einbezogen wird

Exergetisch

Für die exergetische Bewertung ist zunächst eine Zuordnung der austretenden Exergieströme zu den Kategorien Nutzen, innere und äußere Verluste notwendig. Gemäß den Ausführungen im Abschnitt 2.1 zu den methodischen Grundlagen der exergetischen Bewertung entspricht der **Nutzen** der Summe aus physikalischer und chemischer Exergie des jeweils hergestellten Produkts, im Falle der Olefinherstellung also die Menge der hergestellten Olefine (Ethylen, Propylen, Butadien, 16,17,18 in Abbildung 3-8). Als **äußere Verluste** werden alle ausgangsseitigen Exergieströme klassifiziert, die kein Produkt (in diesem Fall die Olefine) darstellen. Die **inneren Verluste** werden, wie im Abschnitt 2.1 beschrieben, bilanziell ermittelt (es gilt: $\sum \text{innere Verluste} = \sum \text{Aufwand} - \sum \text{Nutzen} - \sum \text{äußere Verluste}$). Tabelle 3-26 fasst die exergetischen Bewertungsindikatoren für die Herstellung von Olefinen mit dem Dampfpaltverfahren zusammen, die sich aus den erstellten Sachbilanzen ergeben.

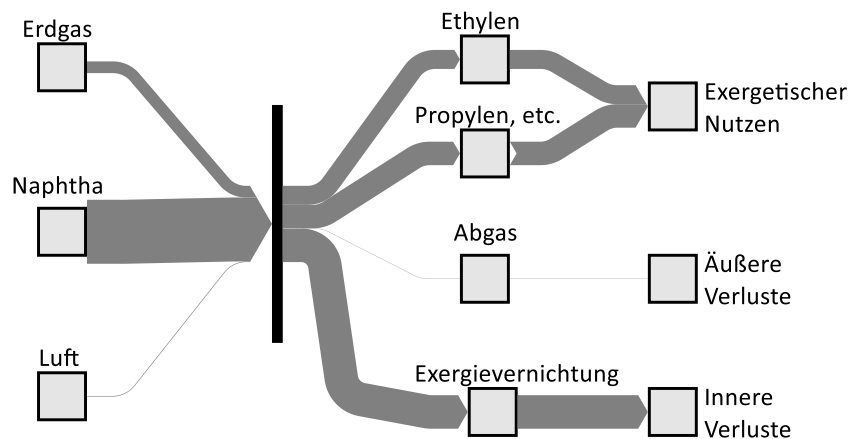
Tabelle 3-26: Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen

Indikator	Einheit	Herstellung von Olefinen mit dem Dampfpaltverfahren
Exerg. Wirkungsgrad	%	56,44
Innerer Verlustgrad	%	41,38
Äußerer Verlustgrad	%	2,18

Für die exergetische Bewertung ist zunächst eine Zuordnung der ausgangsseitigen Exergieströme zu den Kategorien Nutzen und äußere Verluste notwendig. Gemäß den Ausführungen im Methodenkapitel zu den methodischen Grundlagen der exergetischen Bewertung entspricht der **Nutzen** der Summe aus physikalischer und chemischer Exergie des jeweils hergestellten Produkts, im Falle der Olefinherstellung also die Menge der hergestellten Olefine (Ethylen, Propylen, Butadien, usw.). Die **inneren Verluste** werden, wie im Methodenkapitel beschrieben, bilanziell ermittelt.

Es gilt: $\sum \text{innere Verluste} = \sum \text{Aufwand} - \sum \text{Nutzen} - \sum \text{äußere Verluste}$

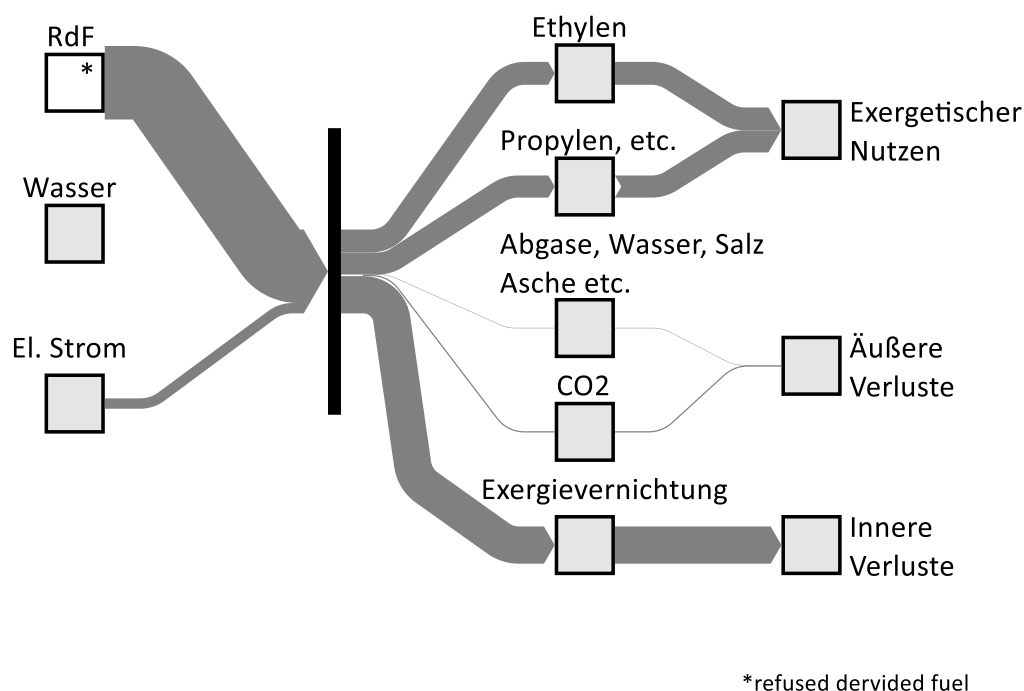
Abbildung 3-16: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung Olefinen



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

In Abbildung 3-16 sind die exergetischen Ströme des gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen dargestellt. Im gegenwärtigen Produktionsprozess über das Dampfspaltverfahren beträgt der Exergieinput 192 GJ/t. Dieser erfolgt zu großen Teilen aus dem Input an Naphtha als stofflichen und energetischen Ausgangsstoff. Während des Produktionsprozesses erfolgt ein hoher Grad der Exergievernichtung. Insgesamt werden innerhalb des Produktionsprozesses 41,4% der eingesetzten Exergie vernichtet. Dies erfolgt durch Umwandlungsverluste oder nicht genutzte Abwärmeströme. Der äußere Verlustgrad des Prozesses zur Herstellung von Olefinen beträgt 2,2%. Das bedeutet, dass beim gegenwärtigen Produktionsprozess 2,2% der Exergie in Stoffen steckt, welche durch den Produktionsprozess physisch vorhanden sind, aber nicht weiter genutzt werden.

Abbildung 3-17: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen aus Abfall



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Der exergetisch vorteilhafte zukünftige Produktionsprozess ist das Verfahren Olefine aus Abfall. In Abbildung 3-17 sind die exergetischen Ströme dieses Produktionsprozesses dargestellt. Die Exergieeffizienz dieses Prozesses beträgt 53,2 %, Der äußere Verlustgrad dieses Verfahrens liegt mit 2,3 % etwas oberhalb des Verfahrens Olefine aus CO₂ & H₂.

Tabelle 3-24 und Tabelle 3-26 fassen die exergetischen Bewertungsindikatoren für den Produktionsprozess Olefine aus Abfall sowie für den Produktionsprozess Olefine aus CO₂ & H₂ zusammen. Dabei ist folgendes zu beachten: würde der Energieaufwand zur Bereitstellung des CO₂ für den Produktionsprozess Olefine aus CO₂ & H₂ mitberücksichtigt werden, dann würde sich der exergetische Wirkungsgrad dieses Prozesses weiter auf etwa 45 % reduzieren.

Tabelle 3-27: Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen

Indikator	Einheit	Olefine aus Abfall	Olefine aus CO ₂ & H ₂
Exerg. Wirkungsgrad	%	54,28	50,25
Innerer Verlustgrad	%	43,35	48,82
Äußerer Verlustgrad	%	2,38	0,92

Ökologisch

Aufbauend auf den Massenbilanzen (Tabelle 8-9) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentierten Emissionsfaktoren werden die spezifischen Treibhausgas- respektive CO₂-Emissionen ermittelt. Bei der Herstellung von Olefinen, mit dem Dampfspaltverfahren, fallen nahezu ausschließlich energiebedingte Treibhausgasemissionen an, sodass der Anteil der prozessbedingten Treibhausgasemissionen vernachlässigt werden kann.

Tabelle 3-28: Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für den gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen

Indikator	Einheit	Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren
Spez. THGE ¹⁾	kg _{CO2-Äq.} /t _{Ethylen}	1.455 ²⁾
Spez. CO ₂	kg _{CO2} /t _{Ethylen}	1.455

¹⁾ Treibhausgasemissionen ²⁾ Durch Verwendung von synthetischem Methan aus Erneuerbaren Energien kann das gegenwärtige Dampfspaltverfahren prinzipiell auch treibhausgasneutral betrieben werden.

Aufbauend auf den Massenbilanzen (Tabelle 8-10) sowie den im Anhang dokumentierten Emissionsfaktoren (Anhang 8.2: Tabelle 8-4) werden die spezifischen Treibhausgas- respektive CO₂-Emissionen ermittelt. Tabelle 3-29 fasst die berechneten Treibhausgasemissionen für den Produktionsprozess Olefine aus Abfall sowie für den Produktionsprozess Olefine aus CO₂ & H₂ zusammen. Dabei ist zu bemerken, dass es sich ausschließlich um prozessbedingte Emissionen handelt, da der Stromeinsatz bilanziell in der Bewertung keine CO₂-Emissionen verursacht. Bei den prozessbedingten Emissionen ist anzumerken, dass diese teilweise aus biogenem Ursprung des Abfalls (Ersatzbrennstoffs) stammen und somit, je nach Definition, bilanziell keine CO₂ Emissionen verursachen.

Für den Produktionsprozess Olefine aus CO₂ & H₂ ergibt die Bilanzierung einen negativen Wert, d.h. bezogen auf die Systemgrenze des Produktionsprozesses wird CO₂ außerhalb der Systemgrenze entnommen und im Produktionsprozess innerhalb von einem herzustellenden Produkt gebunden. Dieses im Produkt „gebundene CO₂“ wird über den Lebensweg je nach Behandlung im weiteren Verlauf ggf. wieder emittiert. Die Betrachtung des Lebensweges des herzustellenden Produktes ist jedoch nicht Teil der Analyse.

Für den Produktionsprozess Olefine aus Abfall ergibt die Bilanzierung einen positiven Wert, d.h. bezogen auf die Systemgrenze des Produktionsprozesses wird CO₂ innerhalb der Systemgrenze erzeugt und außerhalb der Systemgrenze emittiert. Diese CO₂ Emissionen, die aus dem eingesetzten Abfall (bzw. Ersatzbrennstoff) resultieren, wurden nicht treibhausgasneutral bewertet (im Gegensatz zur zuvor neutral bewerteten Elektrizität). Würde der Ersatzbrennstoff aus Biomasse stammen, dann wäre dies denkbar (da dies je nach Analyse durchaus gängig ist) und die entsprechende Bilanzierung würde sich maßgeblich verändern. In dem Fall einer treibhausgasneutralen Bilanzierung des Ersatzbrennstoffs würde der Gesamtprozess nahezu in einer CO₂-neutralen Gesamtbilanz resultieren.

Tabelle 3-29: Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für die zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen

Indikator	Einheit	Olefine aus Abfall	Olefine aus CO ₂ & H ₂
Spez. THGE	kg _{CO2-Äq.} /t _{Ethylen}	5.728	-4,648*
Spez. CO ₂ -Emissionen	kg _{CO2} /t _{Ethylen}	5.728	-4,648

* Bei der Bilanzierung ist zu erwähnen, dass CO nicht mitbilanziert worden ist, da dieses THG im Kyoto-Protokoll nicht aufgeführt wird. CO hat jedoch etwa die gleiche Treibhausgaswirkung wie CO₂. Zudem liegt die mittlere atmosphärische Lebensdauer von CO unter 2 Monaten. Innerhalb eines Jahres würde CO somit nahezu vollständig zu CO₂ reagieren. Wenn CO gleichwertig zu CO₂ mit bilanziert wird, dann beträgt der Wert -3,0 t CO₂-Äq./t_{Ethylen}.

Energiekosten

Aufbauend auf den Sachbilanzen sowie den im Anhang 8.2 (Tabelle 8-5) dokumentierten Energieträgerpreisen für das Basisjahr 2010 werden die spezifischen Energiekosten ermittelt (s. Tabelle 3-30). Die spezifischen Energiekosten, d. h. die Kosten für die Beschaffung von Endenergieträgern je produzierter Tonne Ethylen betragen etwa 223 EUR/t_{Ethylen}. Dies umfasst für das Basisjahr 2010 keine Kosten für CO₂-Zertifikate, da die CO₂-Emissionen vollständig durch die kostenlos zugeteilten CO₂-Zertifikate gedeckt wurden (s. Abschnitt 2.1). Werden zudem Kosten für stofflich genutztes Naphta mit einbezogen, dann betragen die Kosten rund 1.000 Euro je Tonne.

Tabelle 3-30: Zusammenfassung der Energiekosten für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess (Dampfspaltverfahren) zur Herstellung von Olefinen

Indikator	Einheit	Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren
Spez. Energiekosten	EUR/t _{Ethylen}	223 (989)*

* inklusive stofflich genutztem Naphta bei Annahme von etwa 230 EUR/Tonne Naphta

Aufbauend auf den Sachbilanzen für das Zieljahr 2050 (Tabelle 8-10) sowie den im Anhang dokumentierten Energieträger- und CO₂-Zertifikatspreisen werden die spezifischen Energiekosten für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Olefinen sowie die Fortführung der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Olefinen berechnet.

Tabelle 3-31 fasst die berechneten spezifischen Energiekosten für die Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses, den Produktionsprozess Olefine aus Abfall sowie für den Produktionsprozess Olefine aus CO₂ & H₂ zusammen. Dabei ist anzumerken, dass sich die Prozessführungen sehr stark unterscheiden und dadurch auch die spezifischen Energiekosten sehr stark voneinander abweichen. Beim CO₂ und H₂ zu Methanolprozess handelt es sich um eine CO₂-Senke, aus diesem Grund fallen für diesen Prozess somit negative Kosten, also Gewinne, für CO₂-Zertifikate an. Die trotzdem sehr hohen spezifischen Energiepreise für diesen Prozess resultieren aus den sehr hohen Stromkosten für die Elektrolyse.

Tabelle 3-31: Zusammenfassung der Energiekosten für die zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Olefinen

Indikator	Einheit	Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozess	Olefine aus Abfall	Olefine aus CO ₂ & H ₂
Spez. Energiekosten	EUR/t _{Ethylen}	1.652 ^{1),2)}	1.002	4.467
davon CO ₂ -Zertifikate	EUR/t _{Ethylen}	110	435	-353
davon Energieträger	EUR/t _{Ethylen}	1.542	567	4.114

¹⁾ Inklusive stofflich genutztem Naphta. Dabei wird angenommen, dass das genutzte Naphta die gleiche Preissteigerung wiederfährt wie Erdgas.

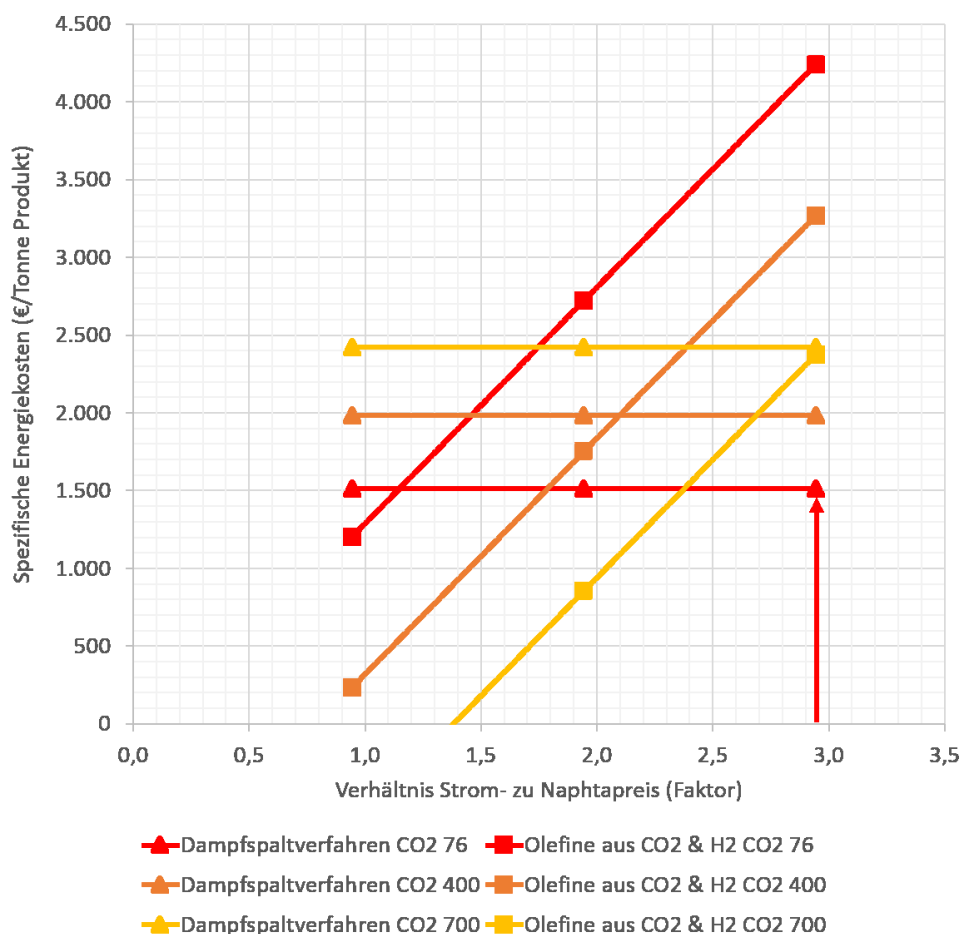
²⁾ Würde anstelle Erdgas synthetisches Methan aus Erneuerbaren Energien eingesetzt werden, dann wäre die Kosten bei etwa 5.040 EUR/ t_{Ethylen} unter Annahme eines Preises von etwa 30 EUR/GJ.

Die berechneten spezifischen Energiekosten sind abhängig von der in dieser Studie angenommenen Entwicklung der Energieträgerpreise (siehe Kapitel 2.1 und Kapitel 3.1.3). Die in dieser Studie verwendeten Energieträgerpreise für 2050 stellen Energieträgerpreisprojektionen dar, welche von Natur aus mit einer gewissen Unsicherheit behaftet sind. Für eine Betrachtung der zukünftigen Energiekosten wird daher zusätzlich eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, in welcher eine variierte Entwicklung

der Energieträgerpreise angenommen wird. Für viele Branchen wurde bei der Betrachtung der zukünftigen Produktionsprozesse ein möglicher Wechsel von fossil basierten auf elektrizitätsbasierte Prozesse betrachtet, sodass bei einem Vergleich des gegenwärtigen Produktionsprozesses mit dem zukünftigen vor allem das Verhältnis der Preise von fossilen Energieträgern zum Strom eine entscheidende Rolle einnimmt.

Voriges trifft auch für die vorliegende Branche zu, bei der das gegenwärtige Dampfspaltverfahren durch den Produktionsprozess Olefine aus CO₂ & H₂ ersetzt werden kann. Daher werden diese beiden Prozesse für die Sensitivitätsanalyse verglichen und dabei wird das Verhältnis von Strom- zu Naphtapreis und die CO₂-Zertifikatspreise für das Jahr 2050 variiert. Dies ist in Abbildung 3-18 für drei CO₂-Zertifikatspreise (76, 400, 700 EUR/Tonne) visualisiert. Der rote Pfeil deutet die Lage der Relation für die in der Studie verwendeten Preisprojektionen an. Für diese Projektion für 2050 (CO₂-Zertifikatspreis = 76 EUR/Tonne, Naphta = 8,2 EUR/GJ, Strom = 24,0 EUR/GJ) sind die spezifischen Energiekosten des Prozesses Olefine aus CO₂ & H₂ rund dreimal so hoch verglichen mit der Projektion des gegenwärtigen Prozesses. Vergleichbare Kosten können bei diesem CO₂-Zertifikatspreis erst dann erreicht werden, wenn Strom- und Naphtapreis auf einem vergleichbaren Niveau liegen (Schnittpunkt der roten Kurven). Bei höheren CO₂-Zertifikatspreisen können vergleichbare Kosten auch bei einem höheren Verhältnis erreicht werden, bspw. bei 400 EUR/Tonne. In diesem Fall werden vergleichbare Kosten auch dann erzielt, wenn der Strom etwa zweimal so teuer wie Naphta ist (Schnittpunkt der orangen Kurven). Liegt das Verhältnis zwischen Strom- und Naphtapreis auf dem Niveau der verwendeten Projektion (also etwa 3), dann werden vergleichbare Kosten zwischen den Prozessen erst ab einem CO₂-Zertifikatspreis von etwa 700 Euro pro Tonne erreicht (Schnittpunkt der gelben Kurven).

Abbildung 3-18: Kostensensitivität Olefine



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

3.4 Herstellung von Ammoniak

Die chemische Industrie in Deutschland wies im Jahr 2010 einen Endenergieverbrauch (exkl. nicht-energetischer Verbrauch) von 699,8 PJ auf und zählt damit zu den energieintensivsten Industriebranchen in Deutschland (Statistisches Bundesamt 2011). Grundsätzlich ist die chemische Industrie durch eine große Produktvielfalt und eine hohe Prozessintegration gekennzeichnet. Nach der Klassifikation der Wirtschaftszweige 2008 wird die chemische Industrie in die in Tabelle 3-32 dargestellten Branchen untergliedert. Aus energetischer Sicht ist neben den Olefinen (s. Abschnitt 3.3) insbesondere die Herstellung von Düngemitteln und Stickstoffverbindungen (WZ 20.15) von Bedeutung. In diesem Abschnitt liegt der Fokus auf der Herstellung von Ammoniak aus dem Wirtschaftszweig 20.15.

Tabelle 3-32: Energiebedarf der chemischen Industrie in Deutschland im Jahr 2010

WZ	Wirtschaftszweig	Endenergieverbrauch ¹ [PJ/a]	Davon nicht-energetisch ¹ [PJ/a]
20	Herstellung von chem. Erzeugnissen	1.191,2	491,43
20.1	Herstellung von chem. Grundstoffen, Düngemitteln und Stickstoffverbindungen, ...	1.120,7	491,23
20.15	Herstellung von Düngemitteln und Stickstoffverbindungen	88,9	45,96
20.2	Herstellung von Schädlingsbekämpfungsmitteln, Pflanzenschutz- und Desinfektionsmitteln	1,4	-
20.3	Herstellung von Anstrichmitteln, Druckfarben und Kittungen	5,5	0,11
20.4	Herstellung von Seifen, Wachs-, Reinigungs- und Körperpflegemitteln sowie von Duftstoffen	19,1	0,02
20.5	Herstellung von sonstigen chem. Erzeugnissen	28,8	0,06
20.6	Herstellung von Chemiefasern	15,7	0,0034

¹ Zeichenerklärung: „-“ nichts vorhanden, „.“ Zahlenwert unbekannt oder geheim zu halten

Quelle: Endenergieverbrauch basierend auf Statistisches Bundesamt (2011)

Für die Herstellung von Ammoniak liegen keine produktspezifischen Aufschlüsselungen des Energiebedarfs vor, sodass hier eine annahmenbasierte Abschätzung erfolgt. Für Ammoniak werden Produktionsmengen für Produkte in unterschiedlichen Einheiten angegeben (bspw. wasserfrei berechnet auf N Tonnen). Entsprechend lassen sich die Energieverbräuche der Wirtschaftszweige nicht auf die Produkte aufschlüsseln. Für Ammoniak wird der Energieverbrauch entsprechend der Literaturwerte auf Basis von Fleiter et al. (2013) berechnet. Die Produktionsmenge entstammt aus VCI (2016).

Tabelle 3-33: Produktionsmenge und Endenergieverbrauch der deutschen chemischen Industrie für die Herstellung von Olefinen und Ammoniak in 2010

WZ	Wirtschaftszweig	Produzierte Menge [kt/a]	Primärenergieverbrauch ¹ [PJ/a]	Spez. Primärenergieverbrauch ¹ [GJ/t]
20.15	Herstellung von Düngemitteln und Stickstoffverbindungen	-	- ²	- ²
	- davon Ammoniak	3.251	30,3	10,9

¹ Hierbei handelt es sich um den energetischen Primärenergieverbrauch respektive spez. Primärenergieverbrauch.

Quelle: Produktionsdaten aus (VCI 2016), spezifischer Endenergieverbrauch für HVC aus (Brunke 2017), Primärenergieverbrauch berechnet aus Erhebung über die Energieverwendung WZ 20.1 (Statistisches Bundesamt 2011) sowie Primärenergiefaktoren gemäß (DIN V 18599-1)

² Aus Anonymitätsgründen keine sinnvolle Berechnung des Primärenergieverbrauchs für die Klasse 20.15 möglich.

3.4.1 Gegenwärtige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine kurze Beschreibung der zur Herstellung von Ammoniak eingesetzten Produktionsprozesse. Darauf aufbauend werden die Systemgrenze der Analyse sowie die ermittelten Sachbilanzen erläutert.

3.4.1.1 Kurzbeschreibung der Prozesse

Ammoniak ist eine anorganische Grundchemikalie mit der chemischen Formel NH_3 . Ammoniak dient als Rohstoff für zahlreiche technische Anwendungen, vor allem jedoch zur Herstellung von Düngemitteln. Die Herstellung von Ammoniak kann grundsätzlich in zwei Schritte aufgeteilt werden. Der erste Schritt ist die Erzeugung eines Synthesegases. Der zweite Schritt ist die eigentliche Ammoniaksynthese, bei dem das zuvor hergestellte Synthesegas im sogenannten Haber-Bosch-Verfahren zu Ammoniak umgesetzt wird. Das Synthesegas besteht hauptsächlich aus Wasserstoff, welcher durch zwei verschiedene Verfahren hergestellt wird, die im Folgenden vorgestellt werden.

Das erste Verfahren ist die **Dampfreformierung**. Dabei dienen die Eingangsstoffe Erdgas, Wasserdampf und Luft zur Herstellung des Synthesegases. Dieser Prozess wird wiederum in die folgenden sechs Unterschritte Entschwefelung, Primärreformierung, Sekundärreformierung, CO-Konvertierung, CO₂-Abscheidung inklusive Reinigung und Methanisierung untergliedert. In der **Entschwefelung** wird dem Erdgas zunächst Schwefel entzogen, welcher in den nachfolgenden Prozessschritten zur Zerstörung der eingesetzten Katalysatoren führen würde. Im **Primärreformer** werden Erdgas und Wasserdampf in einer endothermen Reaktion mit Hilfe eines Katalysators zu Wasserstoff und Kohlenstoffmonoxid umgewandelt. Das aus dem Primärreformer austretende Gasgemisch beinhaltet noch eine Restmenge an Erdgas und wird dem **Sekundärreformer** zugeführt. Im Sekundärreformer wird das Gasgemisch mit verdichteter Luft vermischt, wodurch das restliche Erdgas mit dem Sauerstoff der Luft nahezu vollständig umgesetzt wird. Durch die Zugabe der Luft wird der für die Ammoniaksynthese benötigte Stickstoff bereitgestellt. Anschließend wird das in den ersten beiden Teilschritten ebenfalls entstandene CO durch Zugabe von weiterem Wasserdampf in der **CO-Konvertierung** zu CO₂ und Wasserstoff umgesetzt. In der nachgeschalteten **CO₂-Abscheidung** wird das CO₂ aus dem Gasgemisch durch Absorption entfernt. Im letzten Unterschritt, der **Methanisierung**, werden Restmengen von CO und CO₂ unter Einsatz von Katalysatoren zu Methan umgesetzt.

Das zweite Verfahren zur Herstellung des Synthesegases ist die sogenannte **partielle Oxidation**, bei welcher die Rohstoffe Rohöldestillationsrückstände, Sauerstoff und Wasser verwendet werden. Der hierfür notwendige Sauerstoff wird neben Stickstoff in einer **Luftzerlegungsanlage** hergestellt. Die partielle Oxidation umfasst die folgenden fünf Unterschritte Vergasung, Gasreinigung, CO-Konvertierung, CO₂-Abtrennung und Stickstoffwäsche. Im ersten Unterschritt, der **Vergasung** reagieren Sauer-

stoff und Rohöldestillate zu Kohlenstoffmonoxid und Wasserstoff. In der anschließenden **Gasreinigung** wird der im Gasgemisch befindliche Ruß und Schwefel abgetrennt. Danach erfolgt analog zur Dampfreformierung eine Umwandlung des Gasgemisches durch die **CO-Konvertierung** und **CO₂-Abscheidung**. In einer abschließenden **Stickstoffwäsche** wird das Gasgemisch erneut gesäubert und der zur Ammoniaksynthese notwendigen Stickstoff hinzugefügt. Die partielle Oxidation verbraucht spezifisch etwa 30% mehr Energie und benötigt 40% höhere Investitionen im Vergleich zur Dampfreformierung. Aufgrund der höheren Flexibilität beim Rohstoffeinsatz kommt die partielle Oxidation zur Synthesegasherstellung weltweit noch vereinzelt zum Einsatz, in Deutschland allerdings nur noch an einem Standort durch die geographische Nähe zu einem Raffineriebetrieb (Stand: 07/2018).

Das hergestellte Synthesegas wird zunächst durch einen **Kompressor** verdichtet und anschließend in der sogenannten **Ammoniaksynthese** (Haber-Bosch-Verfahren) in einem Reaktor zu Ammoniak umgesetzt. Dabei entsteht das Ammoniak durch eine exotherme katalytische Reaktion von Wasserstoff und Stickstoff. Das Ammoniak wird abschließend in einem **Tiefkühlkondensator** verflüssigt und von den nicht-reagierten Bestandteilen des Synthesegases abgeschieden. Die Menge an Stickstoff und Wasserstoff, die nicht zu Ammoniak umgesetzt wurde, wird verdichtet und dem Synthesegas erneut hinzugefügt. Das Synthesegas, welches durch partielle Oxidation erzeugt wird, ist sehr rein und besteht aufgrund der flüssigen Stickstoffwäsche ausschließlich aus Wasserstoff und Stickstoff. Durch die Methanisierung am Ende der Synthesegasherstellung bei der Ammoniakherstellung durch Dampfreformierung befinden sich im Synthesegas noch geringe Mengen an CH₄, welche nicht an der Reaktion der Ammoniaksynthese teilnehmen. Diese Gasmengen müssen aus dem Prozess ausgeschleust werden. Dies geschieht mit dem Purgegas das im Tiefkühlkondensator abgetrennt und zur Energiebereitstellung eingesetzt (vorangegangene Prozessbeschreibung in Anlehnung an EC 2007 / BREF LVIC) wird..

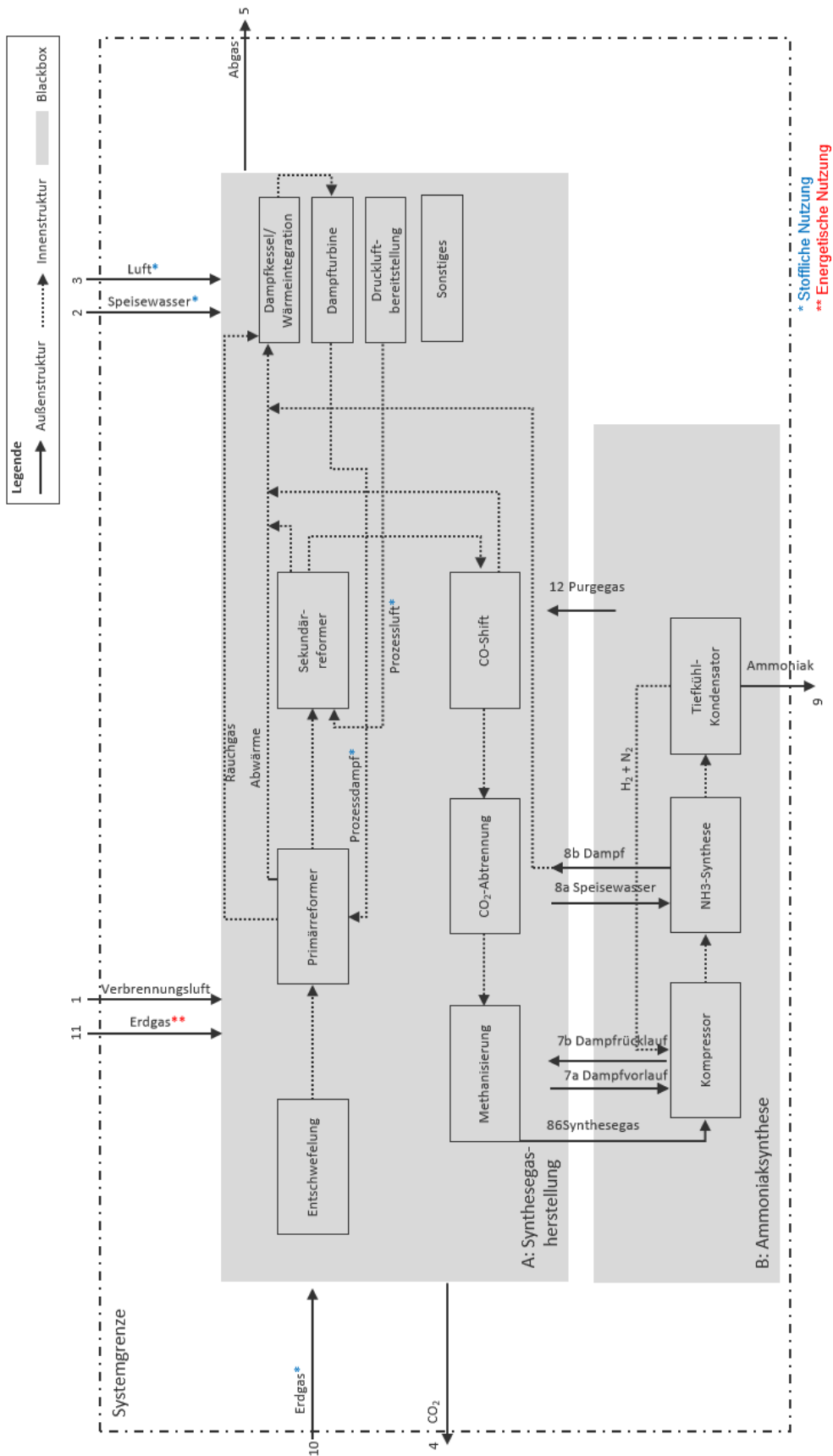
3.4.1.2 Definition der Systemgrenzen

Die Definition der Systemgrenzen eines möglichen gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak erfolgt analog zur im Abschnitt 2.2 beschriebenen Methodik und orientiert sich dabei größtenteils am BVT-Merkblatt für die anorganische Chemieindustrie (EC 2007 / BREF LVIC). In EC (2007) / BREF LVIC wird die Produktion von Ammoniak durch zwei unterschiedliche Routen beschrieben, welche sich in der Art der Synthesegasherstellung unterscheiden. Zum einen wird das Synthesegas durch eine Dampfreformierung erzeugt, zum anderen durch partielle Oxidation.

In diesem Kapitel wird die Definition der Systemgrenzen für die gegenwärtige Produktion von Ammoniak mit integrierter Dampfreformierung beschrieben. Die Definition der Systemgrenzen zur Herstellung von Ammoniak infolge einer partiellen Oxidation erfolgt analog und kann im Anhang 8.5 (s. Abbildung 8-9) eingesehen werden. Abbildung 3-19 stellt die Systemgrenzen eines gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak mit integrierter Dampfreformierung dar.

In Anlehnung an das BVT-Merkblatt (EC 2007 / BREF LVIC) besteht das Herstellungsverfahren von Ammoniak aus den beiden Teilsystemen A: Synthesegasherstellung und B: Ammoniaksynthese. Im ersten Teilsystem wird das Synthesegas durch die oben beschriebenen Prozesse Entschwefelung, Primärreformer, Sekundärreformer, CO-Konvertierung/CO-Shift, CO₂-Abtrennung und Methanisierung erzeugt. Die Energiebereitstellung innerhalb eines Ammoniakwerkes kann ausschließlich durch die Nutzung der großen Mengen an überschüssiger Energie in Form von Wärme aus den einzelnen Prozessschritten realisiert werden. Hierfür wird die anfallende Abwärme infolge der Wärmebereitstellung zur endothermen Reaktion des Primärreformers und die Abwärme aus den exothermen Reaktionen des Sekundärreformers, des CO-Shifts und der Ammoniaksynthese zur Dampferzeugung genutzt. Dieser Dampf wird zur Stromerzeugung durch Entspannen in einer Dampfturbine oder direkt zum Antrieb des Kompressors in Teilsystem B eingesetzt (EC 2007 / BREF LVIC). Aufgrund fehlender Angaben zu den anfallenden Energieverbräuchen der einzelnen Prozessschritte wurden die Komponenten zur Energiebereitstellung sowie vorhandene Hilfsaggregate in das Teilsystem A: Synthesegasherstellung integriert.

Abbildung 3-19: Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak mit Dampfreformierung



Quelle: eigene Abbildung in Anlehnung an (EC 2007 / BREF LVIC)

Die zur Herstellung von Ammoniak aus Synthesegas notwendigen Komponenten Kompressor, NH_3 -Synthese (Haber-Bosch-Verfahren) und Tiefkühlkondensator werden zum Teilsystem B: Ammoniak-synthese zusammengefasst.

Die Systemgrenzen eines gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak durch partielle Oxidation wird analog in die beiden Teilsysteme A: Synthesegasherstellung und B: Ammoniak-synthese unterteilt (s. Anhang 8.5, Abbildung 8-9).

3.4.1.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Nachfolgend wird die Herleitung der Sachbilanzen für die Herstellung von Ammoniak durch Dampfreformierung erläutert. Die Sachbilanz des definierten gegenwärtigen wird in Abbildung 3-22 graphisch in aggregierter Form für einen Standort der Ammoniakherstellung durch Dampfreformierung dargestellt und ist tabellarisch im Anhang 8.5 in Tabelle 8-12 aufgelistet. Die Sachbilanzen zur Erzeugung von Ammoniak durch partielle Oxidation erfolgt analog und wird ebenfalls in Tabelle 8-12 dargestellt.

Nach Abschnitt 3.1 wird das BVT-Merkblatt (EC 2007) als primäre Datenquelle verwendet. Zusätzlich werden für die Parametrierung einzelner Massenströme die erforderlichen Temperatur- und Druckniveaus der Dissertationsschrift Radgen (1996) herangezogen, in welcher ein reales Ammoniakwerk einer exergetischen Analyse unterzogen wird.

Die spezifischen Massenströme der Rohstoffe und Energieträger 1, 2, 10 und 11 werden auf Basis der Angaben in EC (2007) / BREF LVIC bestimmt. Der spezifische Massenstrom des Speisewassers wird dabei so gewählt, dass die Massenbilanz der stofflich genutzten Materialien geschlossen ist und innerhalb des im BVT-Merkblatt (EC 2007) angegebenen Bereichs liegt. Die spezifische Menge an Purgegas wird durch die Angabe im BVT-Merkblatt berechnet, dass 10-15 % des Synthesegases nicht zu Ammoniak umgewandelt und einer energetischen Nutzung zugeführt wird.

Der spezifische Massenstrom der Verbrennungsluft wird anhand der stöchiometrischen Verbrennungsanalyse berechnet und setzt sich aus dem zur Oxidation notwendigen Luftbedarf der beiden Stoffe Erdgas und Purgegas zusammen.

Die spezifischen Massenströme 7a bis 8b realisieren die Energieübertragung zwischen den beiden Teilsystemen A: Synthesegasherstellung und B: Ammoniaksynthese und werden zum einen durch Angaben aus EC (2007) / BREF LVIC bestimmt und zum anderen aus einer Berechnung der gewinnbaren Abwärme der Ammoniaksynthese im Teilsystem B mit vorherrschenden Temperaturen und Drücken aus Radgen (1996). Ein Teil des im Teilsystem A: Synthesegasherstellung erzeugten Dampfes wird zum Antrieb der Kompressoren in Teilsystem B: Ammoniakherstellung verwendet. Zur Bereitstellung der mechanischen Antriebsenergie der Kompressoren wird Dampf im Vor- bzw. Rücklauf zwischen den beiden Teilsystemen übergeben. Zur Berechnung der Menge des Dampfvorlaufes (7a) und des Dampfrücklaufes (7b) (es gilt: $m_{7a}=m_{7b}$) wird der Quotient aus der benötigten Antriebsenergie und der Differenz der Enthalpie des Dampfvorlaufes und der des Dampfrücklaufes gebildet, $m_9 = W_{\text{kompr}} / (h_{\text{ÜD}} - h_{\text{AD}})$. Die Parameter des Dampfvorlaufes/-rücklaufes (8a und 8b) werden anhand eines realen Standortes aus Radgen (1996) gewählt, siehe Tabelle 3-34.

Ein Teil der Abwärme, welche durch die exotherme NH_3 -Synthese freigesetzt wird, wird zur Dampferzeugung genutzt und anschließend im Teilsystem A: Synthesegasherstellung zur Energiebereitstellung eingesetzt. Zur Aufnahme der Abwärme wird Speisewasser (8a) bzw. Dampf (8b) zwischen den beiden Teilsystemen A: Synthesegasherstellung und B: Ammoniakherstellung transferiert. Die Menge an benötigtem Speisewasser bzw. Dampf wird analog wie die Menge des transferierten Dampfes (7a) bzw. (7b) berechnet. Die Abwärme, welche bei der Ammoniaksynthese freigesetzt und wiedergewonnen werden kann, wird durch die zugehörige Reaktionsgleichung berechnet. Ein Teil dieser Reaktionswärme wird anschließend zur Verdampfung von Speisewasser genutzt und dem Teilsystem A: Synthesegasherstellung übergeben.

Abbildung 3-20: Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Ammoniak durch Dampfreformierung



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

In Tabelle 3-34 werden die zur Berechnung der Massenströme und zur Exergieanalyse benötigten Temperatur- und Druckniveaus angegeben, welche aus Radgen (1996) entnommen wurden. Die hierbei verwendeten Werte stammen aus einem Ammoniakwerk mit integrierter Dampfreformierung, werden allerdings aufgrund fehlender Daten ebenfalls zur Ammoniakherstellung mittels partieller Oxidation verwendet.

Tabelle 3-34: Angenommene Temperaturen für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Nr.	Name	Temperatur [°C]	Druck [bar]	Quelle
4	CO ₂	93	1,4	1)
5	Abgas	160	1	1)
6	Synthesegas	4	180	1)
7a	Dampfvorlauf	530	112	1)
7b	Dampfrücklauf	49	0,1	1)
8a	Speisewasser	180	132	1)
8b	Dampf	329	127	1)
9	Ammoniak	0	179	1)
12	Purgegas	4	179	1)

1) Radgen (1996)

3.4.2 Zukünftige Produktionsprozesse

In diesem Kapitel erfolgt eine Analyse des (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesses für Ammoniak im Jahr 2050. Die Analyse baut dabei auf den Ergebnissen der Ist-Analyse für das Basisjahr 2010 auf (s. Abschnitt 3.4.1) und ist – in Anlehnung an die Struktur des Abschnitts 3.4.1 – in drei Abschnitte gegliedert. Zunächst erfolgt im ersten Abschnitt eine Kurzbeschreibung des ausgewählten zukünftigen Produktionsprozesses. Im anschließenden Abschnitt wird die Systemgrenze der Analyse definiert. Es folgt eine Charakterisierung der Sachbilanzen.

3.4.2.1 Kurzbeschreibung des zukünftigen Produktionsprozesses

Nach Abstimmung mit der Fachabteilung im Fachgebiet III des Umweltbundesamts liegt der Fokus der Analyse der Ammoniakindustrie auf einer dekarbonisierten Synthesegasherstellung durch eine Wasserelektrolyse und Luftzerlegung sowie der konventionellen Ammoniaksynthese durch das Haber-Bosch-Verfahren (vgl. Tabelle 3-1)^{xiv}. Somit verändert sich beim betrachteten zukünftigen Produktionsprozess von Ammoniak in dieser Studie lediglich die Synthesegasherstellung im Vergleich zur Ist-Analyse für das Basisjahr 2010. Nachfolgend wird die dekarbonisierte Synthesegasherstellung beschrieben.

Synthesegasherstellung

Infolge einer Literatursichtung wurden zunächst innovative und dekarbonisierte Prozesse zur Synthesegasherstellung identifiziert. Die beiden Bestandteile von Ammoniak, Wasserstoff und Stickstoff, werden getrennt voneinander hergestellt und anschließend zusammengeführt. Der zur Ammoniakherstellung benötigte Wasserstoff wird durch einen Wasserelektrolyseur erzeugt, der benötigte Stickstoff durch eine Luftzerlegung (Bazzanella et al. 2017). Dieses Konzept wird bereits in einem Pilotprojekt der Thyssenkrupp AG^{xv} umgesetzt, welches innerhalb dieser Studie zur Plausibilitätsprüfung herangezogen wird. Nachfolgend wird kurz auf die genannten Technologien zur Synthesegaserzeugung eingegangen.

Bei der **Wasserelektrolyse** wird Wasser durch den Einsatz von Strom in seine Bestandteile Wasserstoff und Sauerstoff getrennt. Für weitere Informationen sei auf die Verfahrensbeschreibung in Abschnitt 3.3.2.1 und die dort angegebene Fachliteratur verwiesen.

Der zur Ammoniakherstellung benötigte Stickstoff wird durch eine **Luftzerlegungsanlage** bereitgestellt. Diese teilt unter Stromeinsatz Luft in seine wesentlichen Bestandteile Stickstoff und Sauerstoff. Dazu wird die Luft zunächst komprimiert und anschließend soweit abgekühlt, dass sie verflüssigt wird. Abschließend wird die verflüssigte Luft durch eine kryogene Destillation unter der Nutzung der unterschiedlichen Siede-Temperaturen der einzelnen Gaskomponenten zerlegt.

Ammoniaksynthese

Das Synthesegas wird wie bei der konventionellen Herstellung durch Dampfreformierung bzw. partieller Oxidation mittels Haber-Bosch-Verfahren zu Ammoniak umgesetzt (s. Abschnitt 3.3). Aufgrund der fehlenden exothermen Reaktionen bei der Synthesegasherstellung werden die Kompressoren, welche das Synthesegas auf das nötige Druckniveau für das Haber-Bosch-Verfahren verdichten, nicht durch Dampf betrieben, sondern durch elektrische Antriebe unter Nutzung von Strom.

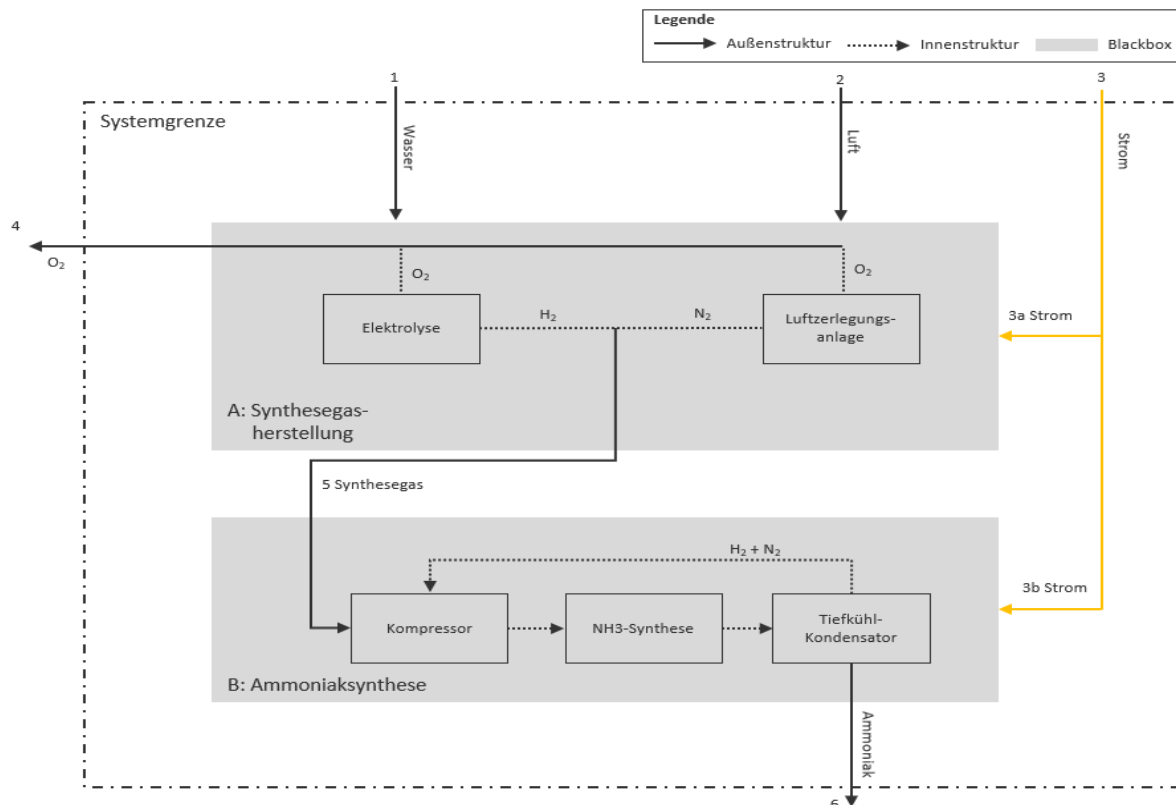
3.4.2.2 Definition der Systemgrenze

Die Definition der Systemgrenze für den zukünftigen Produktionsprozess basiert auf den Ausführungen zur Ist-Analyse (s. Abschnitt 3.3). Somit besteht der Produktionsprozess auch zukünftig aus den beiden Teilsystemen A: Synthesegasherstellung und B: Ammoniaksynthese (vgl. Abbildung 3-19). Infolge des definierten zukünftigen Produktionsprozesses verändert sich lediglich das Teilsystem A: Synthesegasherstellung und die Energiebereitstellung beider Teilsysteme. Die Topologie des Teilsystems wird dadurch nicht beeinflusst. Auf die bereits erwähnte Veränderung der Energiebereitstellung wird im nachfolgenden Abschnitt „Charakterisierung der Sachbilanzen“ eingegangen.

^{xiv} Ein alternatives zukünftiges Produktionsverfahren von Ammoniak könnte über eine Wasserstofferzeugung durch eine Methanpyrolyse realisiert werden. Dieses Produktionsverfahren weist einen reduzierten Strombedarf im Vergleich zur Route mit integrierter Wasserelektrolyse auf. Zusätzlich fällt bei der Umwandlung des Methans Wasserstoff und fester Kohlenstoff an, welcher einfach abzuscheiden bzw. zu lagern wäre. Weitere Informationen zur Ammoniakproduktion mit vorgeschalteter Methanpyrolyse ist in der Studie „Roadmap Chemie 2050“ von DECHEMA und FutureCamp zu finden.

^{xv} Präsentation „Renewable ammonia“ von Markus Will und Lukas Lücke (ThyssenKrupp), NH3-Event, Rotterdam 2018

Abbildung 3-21: Systemgrenzen für den zukünftigen Produktionsprozess von Ammoniak durch Wasserelektrolyse, Luftzerlegung und konventioneller Ammoniaksynthese

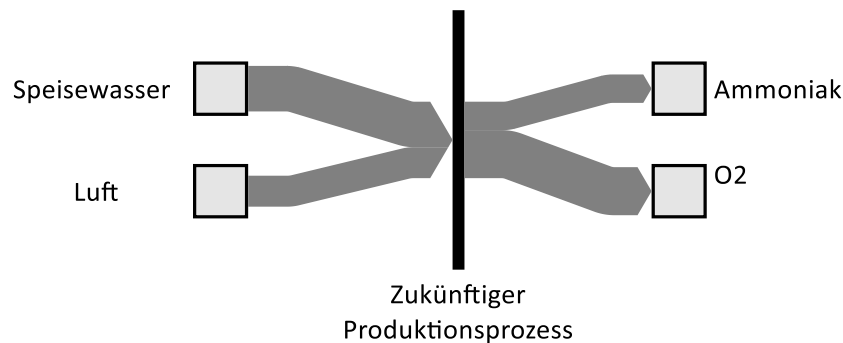


Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

3.4.2.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Analog zur Ist-Analyse werden für den zukünftigen Produktionsprozess zunächst konsistente Sachbilanzen erstellt. Die Massenströme des definierten zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak können zunächst den Kategorien Rohstoffe und Energieträger zugeordnet werden. Der Rohstoffeinsatz verändert sich durch die Synthesegasherstellung infolge einer Wasserelektrolyse und Luftzerlegung grundlegend. Wurden zur konventionellen Ammoniakherstellung hauptsächlich fossile Brennstoffe als Rohstoffe verwendet, werden beim definierten zukünftigen Produktionsprozess die natürlich vorkommenden Rohstoffe Wasser und Luft eingesetzt. Der Bedarf an Stickstoff wird nach wie vor durch den Rohstoff Luft bereitgestellt, allerdings wird dieser nicht wie bei der Dampfreformierung durch eine Verbrennung hinzugefügt, sondern wie bei der partiellen Oxidation in reiner Form durch eine vorgelagerte Luftzerlegung. Die Massenströme 1, 2 und 4 werden durch die stöchiometrischen Reaktionsgleichungen der Wasserelektrolyse bzw. Luftzerlegung für die erforderliche Menge an Synthesegas zur Herstellung von einer Tonne Ammoniak berechnet. Durch die Wasserelektrolyse und Luftzerlegung liegt das Synthesegas in sehr reiner Form vor und besteht nur aus den zur Ammoniaksynthese benötigten Stoffen, sodass die Synthesegasmenge der Ammoniakmenge entspricht. Die Massenströme werden in Abbildung 3-22 als Sankey-Diagramm und quantitativ im Anhang 8.5, Tabelle 8-13 dargestellt.

Abbildung 3-22: Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess von Ammoniak durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Die Energiebereitstellung beim zukünftigen Produktionsprozess erfolgt ausschließlich durch Strom. Dabei wird der Elektrolyseur und die Luftzerlegungsanlage im Teilsystem A: Synthesegasherstellung und die Kompressoren im Teilsystem B: Ammoniaksynthese direkt mit Strom gespeist.

Die Spaltung des Wasserstoffs erfolgt in einer Protonenaustauschmembran-Elektrolyse (PEMEC), welche bei einer Betriebstemperatur von 50 – 80°C und einem Zelldruck von maximal 30 bar abläuft (Smolinka et al. 2010). Die Teilung des Wassers in Wasserstoff und Sauerstoff ist dabei sehr stromintensiv und benötigt nach heutigem Stand der Technik 4,5 kWh Strom pro Nm^3 Wasserstoff bei einem Systemwirkungsgrad von 65% (Brinner et al. 2018). Für die zur Herstellung von einer Tonne Ammoniak benötigten Wasserstoffmenge wird eine Strommenge von 9,1 MWh benötigt (Bazzanella et al. 2017). Durch Weiterentwicklung der Wasserelektrolyse werden bis zum Jahr 2050 Effizienzgewinne von ca. 10 Prozentpunkten erwartet (Brinner et al. 2018), sodass der Energieverbrauch des Elektrolyseurs zur Herstellung von Wasserstoff für die Produktion von einer Tonne Ammoniak voraussichtlich auf 8,19 MWh sinken wird.

Bei der Luftzerlegung wird die Luft zunächst auf einen Druck von ca. 6 bar komprimiert. Hierfür werden zur Herstellung von einer Tonne Stickstoff 400 kWh Strom bzw. 330 kWh Strom für die zur Herstellung von einer Tonne Ammoniak benötigte Stickstoffmenge verbraucht (Brinner et al. 2018). Die kryogene Luftzerlegung ist verfahrenstechnisch und energetisch weitestgehend optimiert, sodass bis 2050 keine weiteren signifikanten Effizienzgewinne erwartet werden (Cefic 2013).

Die Ammoniaksynthese läuft auch zukünftig unter den gleichen Bedingungen ab wie bei der Ist-Analyse zum gegenwärtigen Produktionsprozess im Jahr 2010, (s. Abschnitt 3.4.1). Die Kompressoren zur Verdichtung des Synthesegases benötigen 1,4 MWh Strom, um die zur Produktion von einer Tonne Ammoniak benötigten Synthesegasmenge bereitzustellen (Brinner et al. 2018). Die Vorwärmung des komprimierten Synthesegases wird nach wie vor durch eine interne Wärmerückgewinnung der bei der Ammoniaksynthese freiwerdenden Reaktionswärme realisiert. Das Haber-Bosch-Verfahren wird seit über 100 Jahren eingesetzt und gilt verfahrenstechnisch sowie energetisch als weitestgehend optimiert, sodass bis 2050 keine erheblichen Effizienzsteigerungen erwartet werden (Cefic 2013).

3.4.3 Bewertungsindikatoren

Die in Abschnitt 2.1 definierten Bewertungsindikatoren werden anhand der beschriebenen Sachbilanzen des definierten zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak für das Zieljahr 2050 bestimmt.

Energetisch

In Tabelle 3-35 werden die energetischen Bewertungsindikatoren für die zwei definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak dargestellt. Der spezifische Endenergie- bzw. Primärenergieverbrauch beträgt für die Herstellung von Ammoniak durch Dampfreformierung 6,5 bzw. 7,2 GJ/t_{Ammoniak} und für die Herstellung von Ammoniak durch partielle Oxidation 13,0 bzw. 14,3 GJ/t_{Ammoniak}. Dieser spezifische Endenergieverbrauch stellt den Bedarf an Energieträgern zur Energiebereitstellung der einzelnen Prozesse dar. Bei der Herstellung von Ammoniak durch Dampfreformierung wird der Energieträger Gas bzw. bei der Herstellung von Ammoniak durch partielle Oxidation der Energieträger Schweröl neben der Energiebereitstellung ebenfalls zur stofflichen Nutzung als Rohstoff eingesetzt. Betrachtet man den gesamten Einsatz an Energieträgern, also den energetischen und stofflichen Bedarf des Ammoniakherstellungsprozesses, würde der spezifische Endenergieverbrauch zur Herstellung von Ammoniak mittels Dampfreformierung auf 30,0 GJ/t_{Ammoniak} bzw. auf 44,5 GJ/t_{Ammoniak} mittels partieller Oxidation ansteigen. Der Unterschied zwischen den beiden Produktionsprozessen ist vor allem durch die ineffizientere Synthesegasherstellung durch die Vergasung von Schweröl und durch eine geringe Wärmeintegration der Abwärme begründet. Ein Teil der stofflich genutzten Energieträger wird ebenfalls energetisch durch eine nachgeschaltete Abwärmenutzung der freiwerdenden Reaktionswärme einiger Prozesse genutzt. Dieser Anteil wird in der verwendeten Literatur allerdings nicht quantifiziert, sodass für die energetischen und ökonomischen Bewertungsindikatoren lediglich die energetisch genutzten Energieträger bilanziert werden.

Tabelle 3-35: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Indikator	Einheit	Herstellung von Ammoniak durch...			
		Dampfreformierung		Partielle Oxidation	
		Energetisch	Energetisch + stofflich	Energetisch	Energetisch + stofflich
Spez. PEV ¹⁾	GJ/t _{Ammoniak}	7,2	33,0	14,3	49,0
Spez. EEV ²⁾	GJ/t _{Ammoniak}	6,5	30,0	13,0	44,5

¹⁾ Primärenergieverbrauch (PEV)

²⁾ Endenergieverbrauch (EEV)

Tabelle 3-36 gibt die energetischen Bewertungsindikatoren für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Ammoniak für das Zieljahr 2050 wieder. In Gegensatz zu den Ausführungen im Abschnitt 3.3 muss beim zukünftigen Produktionsprozess von Ammoniak nicht mehr zwischen energetisch und stofflich genutzten Energieträger unterschieden werden, da einzig Strom bzw. Wasser und Luft als Rohstoffe eingesetzt werden. Der Endenergieverbrauch entspricht dabei dem Primärenergieverbrauch, da angenommen wird, dass der eingesetzte Strom zu 100% aus erneuerbaren Energiequellen erzeugt wird. Im Zieljahr 2050 beträgt der spezifische Endenergie- bzw. Primärenergieverbrauch 35,7 GJ/t_{Ammoniak}.

Die Ergebnisse der energetischen Analyse zeigen, dass der spezifische Primär- bzw. Endenergieverbrauch der Ammoniakherstellung durch eine Synthesegaserzeugung durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung in Kombination mit der konventionellen Ammoniaksynthese bei der Betrachtung der rein energetisch genutzten Energieträger erheblich zunimmt. Der Endenergiebedarf steigt im Vergleich zur Ammoniakherstellung durch Dampfreformierung um den Faktor 5,49 und im Vergleich zur Ammoniakherstellung durch partielle Oxidation um den Faktor 2,75. Dies ist vor allem auf die stromintensiven Produktionsschritte Wasserelektrolyse und Luftzerlegung zurückzuführen. Wird der ge-

samte Primär- bzw. Endenergieverbrauch, bestehend aus energetischen und stofflichen Energieträgern, bilanziert, so nimmt dieser im Vergleich zur Ammoniakherstellung durch Dampfreformierung nur noch geringfügig um 19,0 % zu bzw. im Vergleich zur Ammoniakherstellung durch partielle Oxidation um 24,6 % ab (vgl. Tabelle 3-35).

Tabelle 3-36: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung Ammoniak

Indikator	Einheit	Herstellung von Ammoniak durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung
Spez. PEV ¹⁾	GJ/t _{Ammoniak}	35,7
Spez. EEV ²⁾	GJ/t _{Ammoniak}	35,7

¹⁾ Primärenergieverbrauch (PEV)

²⁾ Endenergieverbrauch (EEV)

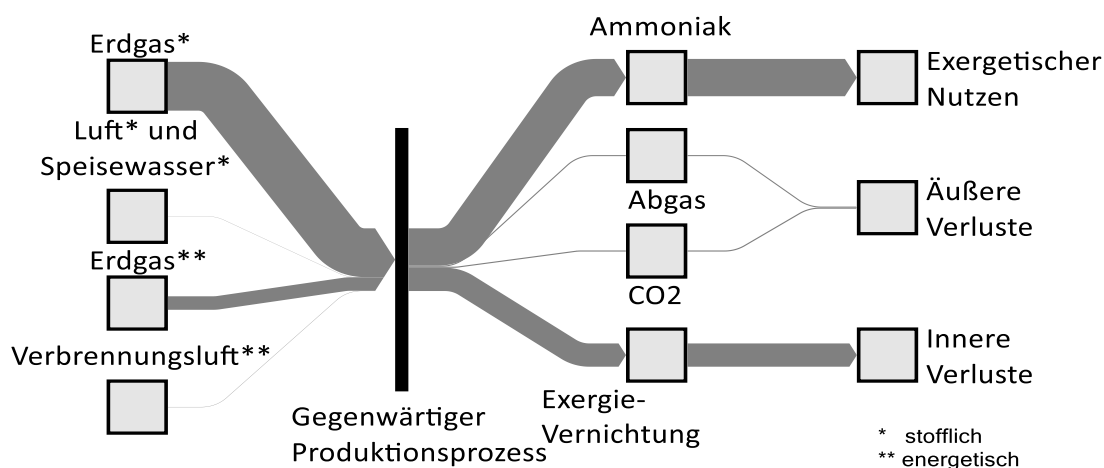
Exergetisch

Zur exergetischen Bewertung eines gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Ammoniakherstellung werden zunächst die ein- und austretenden Exergieströme der einzelnen Teilsysteme bestimmt. Die Summe der eintretenden Rohstoffe und Energieträger stellt den exergetischen Aufwand dar. Ausgangsseitig ist die Zuordnung der unterschiedlichen Exergieströme zu den Kategorien Nutzen, äußere Verluste und innere Verluste dargestellt. Gemäß den Ausführungen im Abschnitt 2.1 zu den methodischen Grundlagen der exergetischen Bewertung entspricht der **Nutzen** der Exergie des jeweils hergestellten Produkts, im Falle der Ammoniakherstellung also des hergestellten Ammoniaks. Als **äußere Verluste** werden alle ausgangsseitigen Exergieströme klassifiziert, die kein Produkt (in diesem Fall Ammoniak) darstellen. Diese sind im Falle der Herstellung von Ammoniak das an die Umgebung abgegebene Abgas und CO₂. Die **inneren Verluste** werden, wie in Abschnitt 2.1 beschrieben, bilanziell ermittelt.

Es gilt: $\sum \text{innere Verluste} = \sum \text{Aufwand} - \sum \text{Nutzen} - \sum \text{äußere Verluste}$

Anhand der Zuordnung der einzelnen Exergieströme zu den Kategorien Aufwand und Nutzen sowie innere und äußere Verluste können die in Abschnitt 2.1 definierten exergetischen Kennzahlen (exergetischer Wirkungsgrad, innerer Verlustgrad und äußerer Verlustgrad) berechnet werden. In Abbildung 3-23 werden die aggregierten Exergieströme für einen gegenwärtigen Produktionsstandort für Ammoniak durch Dampfreformierung dargestellt.

Abbildung 3-23: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Ammoniak durch Dampfpreformierung



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Tabelle 3-37 fasst die exergetischen Bewertungsindikatoren der zwei definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak zusammen. Der exergetische Wirkungsgrad beträgt 42,63 % für die Herstellung von Ammoniak durch partielle Oxidation und 59,51 % für die Herstellung von Ammoniak durch Dampfpreformierung. Dieser Unterschied ist vor allem darauf zurückzuführen, dass für die Produktion einer Tonne Ammoniak wesentlich mehr stofflich genutztes Schweröl (bei der partiellen Oxidation) im Vergleich zu stofflich genutztem Erdgas (bei der Dampfpreformierung) eingesetzt wird. Mit Blick auf den inneren und äußeren Verlustgrad ist festzustellen, dass die äußeren Verluste mit 3,39 bis 5,26 % in Folge der guten Wärmeintegration sehr gering sind.

Tabelle 3-37: Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Indikator	Einheit	Herstellung von Ammoniak durch...	
		Dampfpreformierung	Partielle Oxidation
Exerg. Wirkungsgrad	%	59,51	42,63
Innerer Verlustgrad	%	37,10	52,11
Äußerer Verlustgrad	%	3,39	5,26

Die Dekarbonisierung des Herstellungsprozesses von Ammoniak durch die Elektrifizierung der Synthesegasherstellung führt zu einer Veränderung der exergetischen Bewertungsindikatoren. Der exergetische Wirkungsgrad verschlechtert sich beim zukünftigen Produktionsprozess im Vergleich zur Ammoniakproduktion durch Dampfpreformierung um 2,06 Prozentpunkte, während er im Vergleich zur Ammoniakproduktion durch partielle Oxidation um 14,82 Prozentpunkte gesteigert werden kann.

In Tabelle 3-38 werden exergetischen Bewertungsindikatoren zusammenfassend für den Produktionsprozess von Ammoniak durch Wasserelektrolyse, Luftzerlegung und konventioneller Ammoniaksynthese aufgelistet. Der exergetische Wirkungsgrad gibt dabei analog das Verhältnis vom Nutzen, also der physikalischen und chemischen Exergie des hergestellten Ammoniaks, zum Aufwand, also des eingesetzten Stromes sowie die physikalische und chemische Exergie der eingesetzten Rohstoffe Wasser und Luft, wieder und beträgt 57,45 %. Der äußere Verlustgrad spiegelt die nicht genutzten Potentiale innerhalb der Ammoniakherstellung wieder. Beim zukünftigen Produktionsprozess werden diese Verluste lediglich durch den erzeugten und nicht verwendeten Sauerstoff bei der Synthesegasherstellung dargestellt. Das Verhältnis zwischen der chemischen und physikalischen Exergie des Sauerstoffs und

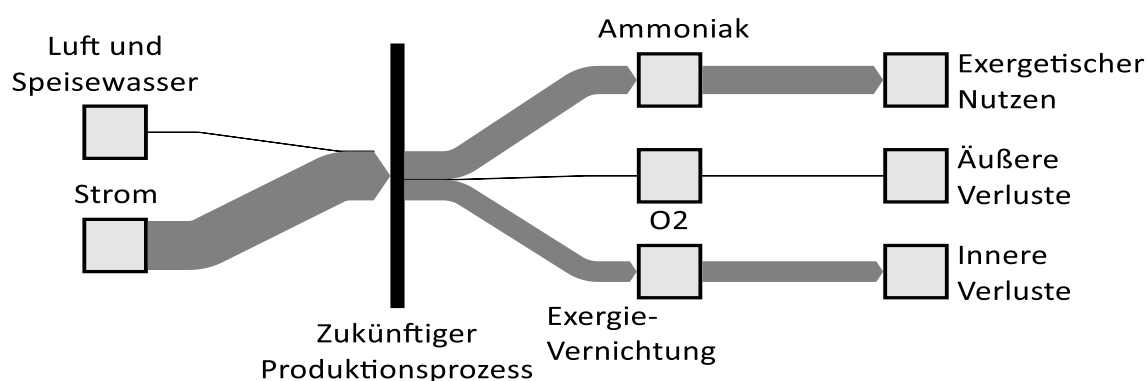
des exergetischen Aufwandes zur Ammoniakproduktion beträgt 0,59 %. Der innere Verlustgrad wird analog zu den vorherigen exergetischen Analysen bilanziell berechnet und beträgt 41,9 %.

Tabelle 3-38: Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Indikator	Einheit	Herstellung von Ammoniak durch...
		Wasserelektrolyse, Luftzerlegung und Haber-Bosch-Verfahren
Exerg. Wirkungsgrad	%	57,45
Innerer Verlustgrad	%	41,96
Äußerer Verlustgrad	%	0,59

Dabei ist die Änderung der exergetischen Bewertungsindikatoren zum gegenwärtigen Produktionsprozess von Ammoniak hauptsächlich auf das veränderte Herstellungsverfahren des Synthesegases zurückzuführen. Die aggregierte Exergiebilanz des zukünftigen Produktionsprozesses wird in Abbildung 3-24 in Form eines Sankey-Diagramms wiedergegeben. In diesem wird ersichtlich, dass der exergetische Nutzen vor allem aus dem für die Prozesse notwendigen Strom und zu einem sehr geringen Anteil aus den benötigten Rohstoffen besteht. Somit ist eine klare Verschiebung des exergetischen Aufwandes von den energetisch und stofflich verwendeten Energieträgern beim gegenwärtigen Produktionsprozess hin zur Nutzung des exergetisch hochwertigen Stromes und der exergetisch unbedeutenden Rohstoffe Wasser und Luft (vgl. Abbildung 3-23). Der exergetische Wirkungsgrad des Teilsystems A: Synthesegasherstellung sinkt von 75,70% für den gegenwärtigen Produktionsprozess von Ammoniak durch Dampfreformierung auf 67,74% für den zukünftigen Produktionsprozess der Synthesegasherstellung mittels Wasserelektrolyse und Luftzerlegung. Diese Reduzierung wird durch den hohen Stromverbrauch und die effiziente Wärmenutzung durch mehrfache interne Wärmerückgewinnung bei der Dampfreformierung hervorgerufen. Im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess von Ammoniak durch eine ineffizientere partielle Oxidation mit weniger stark ausgeprägten Wärmerückgewinnung erhöht sich der exergetische Wirkungsgrad der Synthesegasherstellung von 52,72% um 15,02 Prozentpunkte.

Abbildung 3-24: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess von Ammoniak durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Ökologisch

Aufbauend auf den im Anhang 8.5 dokumentierten Sachbilanzen (Tabelle 8-12) und Emissionsfaktoren (Tabelle 8-4) werden die spezifischen Treibhausgas- und CO₂-Emissionen ermittelt (s. Tabelle 3-39). Bei der Herstellung von Ammoniak fallen durch die sowohl stofflich als auch energetisch genutzten Rohstoffe Erdgas bzw. Schweröl prozess- und energiebedingte CO₂-Emissionen an. In diesem Projekt werden diese allerdings als aggregierter Emissionsstrom betrachtet und betragen insgesamt 1.638 kg CO₂/t_{Ammoniak} bei der Herstellung von Ammoniak durch Dampfreformierung und 3.336 kg CO₂/t_{Ammoniak} durch partielle Oxidation.

Tabelle 3-39: Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Indikator	Einheit	Herstellung von Ammoniak durch...	
		Dampfreformierung	Partielle Oxidation
Spez. THGE ¹⁾	kg _{CO2-Äq.} /t _{Ammoniak}	1.639 (0,0) ²⁾	3.340
Spez. CO ₂ -Emissionen	kg _{CO2} /t _{Ammoniak}	1.638 (0,0) ²⁾	3.336

¹⁾ Treibhausgasemissionen (THGE)

²⁾ Spez. CO₂-Emissionen des fortgeführten gegenwärtigen Produktionsverfahrens durch Dampfreformierung im Jahr 2050 unter Einsatz von synthetischem Methan

Die CO₂- und Treibhausgasemissionen bei der Ammoniakherstellung im Jahr 2050 werden auf Basis der erstellten Sachbilanz (Tabelle 8-13) berechnet. Unter der Annahme eines dekarbonisierten Stromsektors und durch den Verzicht von fossilen Energieträgern zur Synthesegasherstellung können die spezifischen Emissionen bei der Herstellung von Ammoniak durch Elektrolyse und Luftzerlegung vollständig vermieden werden.

Energiekosten

Aufbauend auf den Sachbilanzen (Tabelle 8-13) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-5) dokumentierten Energieträgerpreisen werden die spezifischen Energiekosten für die beiden gegenwärtigen und den definierten zukünftigen Produktionsprozesse ermittelt (s. Tabelle 3-40). Die spezifischen Energiekosten, d. h. die Kosten für die Beschaffung von Endenergieträgern zur energetischen Nutzung je produzierter Tonne Ammoniak, liegen zwischen 56 EUR/t_{Ammoniak} und 155 EUR/t_{Ammoniak}. Werden die gesamten Energiekosten zur Herstellung einer Tonne Ammoniak bilanziert, also die energetisch und stofflich eingesetzten Energieträger, steigen die spezifischen Energiekosten auf 257 bzw. 530 EUR/t_{Ammoniak} an. Dabei fallen für das Basisjahr 2010 keine Kosten für CO₂-Zertifikate an, da die CO₂-Emissionen vollständig durch die kostenlos zugeteilten CO₂-Zertifikate der chemischen Industriebranche gedeckt wurden (s. Abschnitt 2.1). Die spezifischen Energiekosten des Herstellungsprozesses von Ammoniak durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung betragen 1.111 €/t_{Ammoniak}.

Tabelle 3-40: Energiekosten der gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Indikator	Einheit	Herstellung von Ammoniak durch...				Elektrolyse und LZA
		Dampfreformierung	Partielle Oxidation			
		Energetisch	Energetisch + stofflich	Energetisch	Energetisch + stofflich	
Spez. Energiekosten	EUR/t _{Ammoniak}	56	257	155	530	1.111

Analog werden die spezifischen Energiekosten für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Ammoniak berechnet. Um diese Kosten besser mit den Kosten der gegenwärtigen Produktionsprozesse vergleichen zu können, werden die Energiekosten bei Fortführung der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak nach der in Abschnitt 2.1 definierten Methodik ermittelt. Diese wird jeweils zur Berechnung der Energiekosten für die energetisch und zusätzlich stofflich eingesetzten Energieträger angewandt. In Tabelle 3-41 werden die Energiekosten für die beiden gegenwärtigen Produktionsprozesse, sowie für den zukünftigen Produktionsprozess dargestellt.

Tabelle 3-41: Zusammenfassung der Energiekosten für die gegenwärtigen und definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Spez. Energiekosten	Einheit	Herstellung von Ammoniak durch ...			
		Dampfreformierung		Partielle Oxidation	
		Energetisch	Energetisch + Stofflich	Energetisch	Energetisch + Stofflich
Gegenwärtiger Produktionsprozess (2010)	EUR/t _{Ammoniak}	56	257	155	530
Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses (2050)	EUR/t _{Ammoniak}	114	525 (875,7) ²⁾	383	1.361
davon CO ₂ -Zertifikate	EUR/t _{Ammoniak}	28	124 (0,0) ²⁾	60	254
davon Energieträger	EUR/t _{Ammoniak}	86	401 (875,7) ²⁾	323	1.107
Veränderung ¹⁾	%	425,56	111,49 (26,87) ²⁾	110,34	-18,37

¹⁾ Veränderung: Abweichung zwischen Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses bis 2050 und dem (möglichen) zukünftigen Produktionsprozess im Jahr 2050 durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung

²⁾ Spez. Energiekosten für fortgeführten gegenwärtigen Produktionsprozess durch Dampfreformierung unter Einsatz von synthetischem Methan

Dabei ist bei der Ammoniakherstellung durch den hohen Einsatz von fossilen Energieträgern zur stofflichen Nutzung zwischen den Energiekosten der rein energetischen und den gesamten, also energetisch und stofflich, genutzten Energieträgern zu unterscheiden. Für einen ganzheitlichen Vergleich des zukünftigen Produktionsprozesses mit den gegenwärtigen Produktionsprozessen werden die Energiekosten der energetisch und stofflich genutzten Energieträger analysiert. Die spezifischen Energiekosten der zur Ammoniakherstellung durch Dampfreformierung benötigten Energieträger würden bei Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses bis zum Jahr 2050 und unter den in 2.1 getroffenen Annahmen auf 525 €/t_{Ammoniak} ansteigen. Die spezifischen Energiekosten des Herstellungsprozesses von Ammoniak durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegung betragen 1.111 €/t_{Ammoniak}, sodass diese durch die Umstellung des Prozesses um 111,49 % im Vergleich zur Ammoniakherstellung durch Dampfreformierung steigen würden. Die spezifischen Energiekosten der Herstellung von Ammoniak durch partielle Oxidation würden im Jahr 2050 1.361 €/t_{Ammoniak} betragen. Somit würde eine Prozessumstellung auf den definierten zukünftigen Prozess zu einer Reduktion der spezifischen Energiekosten von 18,37 % führen.

Nachfolgend wird die Entwicklung der spezifischen Energiekosten zur Ammoniakherstellung der beiden gegenwärtigen Produktionsprozesse und des zukünftigen Produktionsprozesses erläutert. Bei Fortführung der gegenwärtigen Produktionsprozesse würden die spezifischen Energiekosten bis zum Jahr 2050 bei der Herstellung durch Dampfreformierung von 257 auf 525 €/t_{Ammoniak} bzw. bei der Herstellung durch partielle Oxidation von 530 auf 1.361 €/t_{Ammoniak} ansteigen. Dieser Anstieg ist auf die

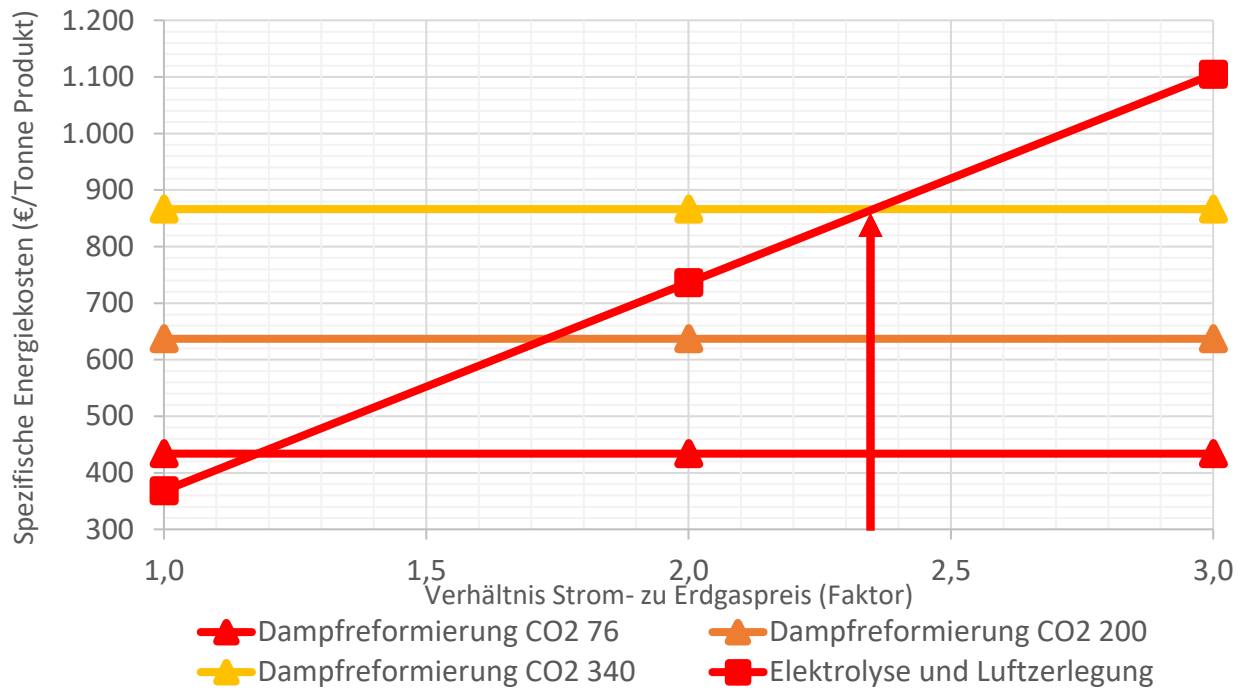
steigenden Energieträgerpreise sowie steigenden Kosten für CO₂-Zertifikate zurückzuführen. Im Gegensatz zum Basisjahr 2010 wird die Annahme getroffen, dass der Anteil der kostenlos zugeteilten CO₂-Zertifikate stückweise ausläuft und im Zieljahr 2050 vollständig bezogen werden müssen.

Demgegenüber werden die spezifischen Energiekosten des zukünftigen Produktionsprozesses von Ammoniak durch den hohen Strombedarf bestimmt. Allerdings fallen infolge der Synthesegasherstellung durch Wasserelektrolyse und Luftzerlegungsanlage keine Kosten für Rohstoffe und CO₂-Zertifikate an.

Die berechneten spezifischen Energiekosten sind abhängig von der in dieser Studie angenommenen Entwicklung der Energieträgerpreise (siehe Kapitel 2.1 und Kapitel 3.1.3). Die in dieser Studie verwendeten Energieträgerpreise für 2050 stellen Energieträgerpreisprojektionen dar, welche von Natur aus mit einer gewissen Unsicherheit behaftet sind. Für eine Betrachtung der zukünftigen Energiekosten wird daher zusätzlich eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, in welcher eine variierte Entwicklung der Energieträgerpreise angenommen wird. Für viele Branchen wurde bei der Betrachtung der zukünftigen Produktionsprozesse ein möglicher Wechsel von fossil basierten auf elektrizitätsbasierte Prozesse betrachtet, sodass bei einem Vergleich des gegenwärtigen Produktionsprozesses mit dem zukünftigen vor allem das Verhältnis der Preise von fossilen Energieträgern zum Strom eine entscheidende Rolle einnimmt.

In der Ammoniakbranche wird das gegenwärtige, auf erdgasbasierte Produktionsverfahren mit dem zukünftigen, strombasierten Produktionsverfahren verglichen. In der zugehörigen Sensitivitätsanalyse werden somit das Verhältnis von Strom- zu Gaspreis und die CO₂-Zertifikatspreise im Jahr 2050 variiert. In Abbildung 3-25 ist die Sensitivitätsanalyse für die spezifischen Energiekosten des fortgeführten gegenwärtigen Herstellungsprozesses durch eine Dampfreformierung und des zukünftigen Herstellungsprozesses durch den Einsatz einer Elektrolyse und kryogenen Luftzerlegung dargestellt. In der Abbildung ist zu erkennen, dass die spezifischen Energiekosten des zukünftigen Herstellungsverfahrens bei den in dieser Studie verwendeten Energieträger- und CO₂-Zertifikatspreise (rote Linien) ungefähr doppelt so hoch sind als die des gegenwärtigen Herstellungsverfahrens. Dies folgt hauptsächlich aus der Annahme, dass der Bezug von einer kWh Strom um den Faktor 2,3 teurer ist als der Bezug von einer kWh Erdgas. Zusätzlich ist zu erkennen, dass bei einer Unterschreitung des Strompreis-/Erdgaspreis-Verhältnisses von 1,15 und dem in dieser Studie verwendeten CO₂-Zertifikatspreis die spezifischen Energiekosten des gegenwärtigen Herstellungsprozesses über dem strombasierten Verfahren liegen würden. Mit dem in dieser Studie angenommenen Strom-/Erdgaspreis-Verhältnis würden die spezifischen Energiekosten des gegenwärtigen Produktionsprozesses mit Dampfreformierung ab einem CO₂-Preis von ca. 340 €/t_{CO2} die spezifischen Energiekosten des zukünftigen Produktionsprozesses übersteigen.

Abbildung 3-25: Sensitivitätsanalyse der spezifischen Energiekosten im Jahr 2050 für das gegenwärtige (Dampfreformierung) und das zukünftige Herstellungsverfahren (Elektrolyse und Luftzerlegung)



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

3.5 Herstellung von Stahl

Im Jahr 2010 wurden in Deutschland 43,8 Mio. t Rohstahl produziert. Dies entspricht etwa 25 % der Rohstahlproduktion der EU-27. Seit 1997 ist die Stahlproduktion in Deutschland annähernd konstant. Im Zeitraum von 1997 bis 2014 schwankt die Produktion zwischen 42,6 Mio. t und 48,5 Mio. t (Ausnahme 2009: 32,6 Mio. t.). Mit einem Primärenergiebedarf von 749,7 PJ/a in 2010 zählt die Stahlindustrie zu den energieverbrauchsrelevantesten Industriezweigen in Deutschland. Die Rohstahlproduktion in Deutschland erfolgt über zwei Produktionsrouten, die Primär- und Sekundärroute. In der Primärroute wird Eisenerz zunächst zu Roheisen und anschließend zu Rohstahl verarbeitet. Die Sekundärroute umfasst die Herstellung von (Elektro-)stahl auf Basis von Eisen- und Stahlschrott mittels dem Elektrolichtbogenofen. Im Rahmen dieser Arbeit wird ausschließlich die Primärroute betrachtet. Eine Beschreibung der Verfahren erfolgt im nachfolgenden Abschnitt. Die Tabelle 3-42 fasst die Produktionsmengen sowie den Primärenergieverbrauch in der deutschen Stahlindustrie für das Jahr 2010 zusammen.

Mit einem Anteil von 69,8 % an der gesamten Stahlproduktion in 2010 stellt die Primärroute (auch Hochofenroute genannt) das relevantere der beiden Verfahren dar. Auf die Sekundärroute entfallen 30,2 % der Stahlproduktion in Deutschland. Der spezifische Primärenergiebedarf zur Herstellung einer Tonne Stahl ist für die Primärroute um 174 % höher, als für die Sekundärroute. Diese Differenz entsteht dadurch, dass die Eisenerzreduktion bei der Sekundärroute entfällt. Während für die Elektro-stahlerzeugung nahezu ausschließlich Stahlschrott verwendet wird, können in der Hochofenroute maximal 25 % Stahlschrott verwendet werden. Folglich bedingt die Prozessstruktur den Anteil am eingesetzten Stahlschrott in der Stahlindustrie und stellt den limitierenden Faktor hinsichtlich einer Prozessumstellung dar. Der Recyclinganteil von Stahlschrott an der gesamten Stahlindustrie in Deutschland beträgt derzeit ca. 45 % (Umweltbundesamt 2014a).

Tabelle 3-42: Produktionsmenge und Primärenergieverbrauch der deutschen Stahlindustrie in 2010

Prozessstufe	Produkt	Produzierte Menge [kt/a]	Primärenergieverbrauch [PJ/a]	Spez. Primärenergieverbrauch [GJ/t _{Stahl}]
Koksofenanlagen (Import)	Koks	2.724	-	-
Koksofenanlagen (DE)	Koks	1.045	-	-
Primärroute	Rohstahl	30.615	529,3	17,29
- Sinteranlagen	Sinter	26.788	56,9	1,86
- Koksofenanlagen	Koks	7.126	36,8	1,20
- Hochofen u. Konverter	Rohstahl	30.615	435,7	14,23
Sekundärroute	Rohstahl	13.215	83,32	6,30
Σ Stahl (ohne Walzwerk)	Rohstahl	43.830	612,7	13,98
Warmwalzwerk	Walzstahl	36.826	137,1	3,72
Σ Stahl (gesamt)	Stahl	43.830	749,7	17,11

Quelle: Produktionsdaten aus (Umweltbundesamt 2014a), Primärenergieverbrauch berechnet aus (Statistisches Bundesamt; Umweltbundesamt 2014; Brunke 2017; Brunke und Blesl 2014b) sowie Primärenergiefaktoren gemäß (DIN V 18599-1)

3.5.1 Gegenwärtige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine Kurzbeschreibung der zur Herstellung von Stahl eingesetzten Produktionsprozesse. Darauf aufbauend werden die Systemgrenze der Analyse sowie die ermittelten Sachbilanzen beschrieben. Abschließend erfolgt eine Darstellung der ermittelten Bewertungsindikatoren für das Basisjahr 2010.

3.5.1.1 Kurzbeschreibung der Produktionsprozesse

Bei der Herstellung von Stahl wird klassischerweise zwischen der Primärroute (Hochofenroute), d. h. der Herstellung von Stahl aus Eisenerz, sowie der Sekundärroute (Elektrostahlroute), d. h. der Herstellung von Stahl aus Stahlschrott, differenziert. Im Folgenden liegt der Fokus auf der Primärroute.

Primärroute (Hochofenroute)

In der **Sinteranlage** wird Eisenerz unter Beimischung von Koksgrus (Koks mit einer Körnung von 0 bis 10mm) sowie weiterer Zuschlagstoffe (u. a. Kalkstein, Quarz) bei Temperaturen von 1.200 °C zu einem Sinterkuchen gebacken und anschließend in eine für den Hochofen einsetzbare Korngröße gebrochen (RWI 2013). Dies ermöglicht eine gleichmäßige und möglichst vollständige Reduktion des Sinters im Hochofen (Fleiter et al. 2013). Die Reduktion des Sinters, also die Abtrennung des Sauerstoffs vom Eisen, erfolgt mit Kohlenstoff aus dem Koks, Koksgrus oder aus eingeblasener Kohle.

Die Herstellung von Koks erfolgt in der **Kokerei**. Dort wird Kohle über einen Zeitraum von bis zu 25 Stunden bei Temperaturen von 1.300-1.350 °C gebacken, sodass gasförmige Bestandteile der Kohle ausgasen (Fleiter et al. 2013). Während des Brennvorgangs entsteht Koksofengas, welches in der Sinteranlage, Kokerei, im Hochofen oder Oxygenstahlwerk als Brenngas eingesetzt wird (VDEh 2011). Im Anschluss wird der Koks i. d. R. mit Wasser rasch abgekühlt.

Der **Hochofen** wird mit Eisenerz und Kalk sowie Koks beschickt. Das Eisenoxid wird schrittweise zu Roheisen reduziert ($\text{Fe}_2\text{O}_3 + 3\text{CO} \rightarrow 2\text{Fe} + 3\text{CO}_2$). Es entstehen Roheisen und Schlacke. Letztere kann zu Hüttensand weiterverarbeitet und anschließend zur Zementherstellung verwendet werden. Anfallendes Gichtgas wird gereinigt. Das Gichtgas wird in den Hüttengasverbund eingespeist und somit für Heizzwecke in weiteren Anlagen des Standorts eingesetzt.

Das Roheisen wird im **Sauerstoffkonverter** durch die Zufuhr von Sauerstoff zu Rohstahl verarbeitet. Der im Roheisen enthaltene Kohlenstoff wird also zu Kohlenmonoxid oxidiert (Fleiter et al. 2013), wodurch sich der Kohlenstoffgehalt des ursprünglichen Roheisens von 5 % auf unter 2 % reduziert und damit Rohstahl entsteht (RWI 2013). Das dabei anfallende Konvertergas wird ebenfalls in den Hüttengasverbund eingespeist.

Der Rohstahl wird anschließend in **Walzwerken oder Gießereien** weiterverarbeitet. Diese sind jedoch nicht Teil der vorliegenden Betrachtung. Die Thyssenkrupp AG erforscht im Projekt Carbon2Chem unter Förderung des Bundesministeriums für Bildung und Forschung (BMBF), die bei der Stahlherstellung entstehenden Hüttengase (inkl. des enthaltenen CO_2) zur Herstellung chemischer Produkte (bspw. Düngemittel oder Treibstoff) zu nutzen.

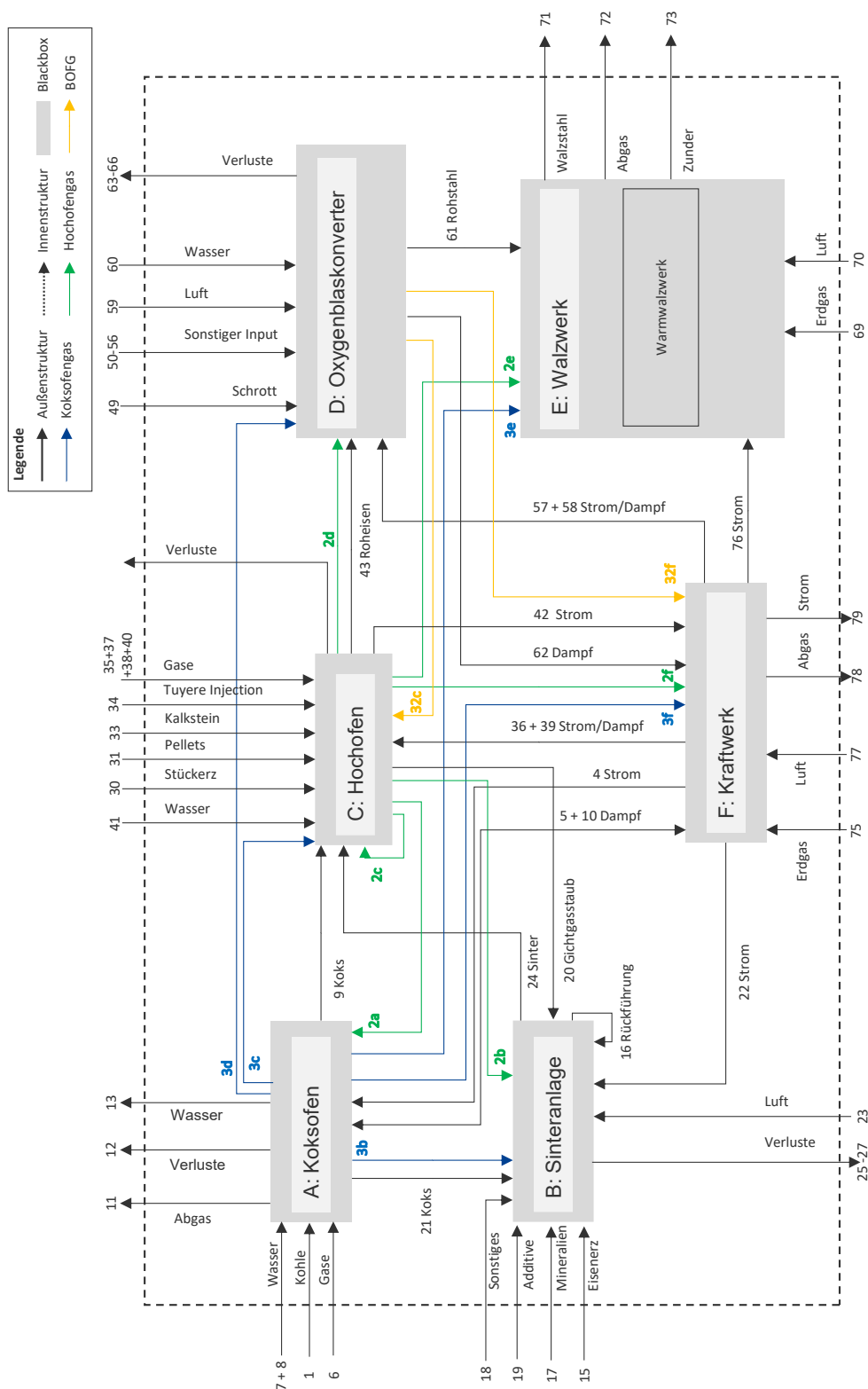
In vielen Fällen werden überschüssige Hüttengase im **hüttenwerkseigenen Kraftwerk** verstromt.

3.5.1.2 Definition der Systemgrenze

Die Definition der Systemgrenzen erfolgt anhand der im Abschnitt 2 beschriebenen Methodik. Entsprechend wird der Produktionsprozess in Teilsysteme untergliedert (s. Abbildung 3-26). Die Aufteilung des Gesamtsystems erfolgt analog zu der Aufteilung im BVT-Merkblatt (Remus et al. 2013 / BREF IS).

Für die Herstellung von **Walzstahl nach der Primärroute** erfolgt die Aufteilung in sechs Teilsysteme. Diese sind der **Koksofen**, die **Sinteranlage**, der **Hochofen**, der **Oxygenblaskonverter**, das **Walzwerk** und das **Kraftwerk**. In Abbildung 3-26 sind die Systemgrenzen für den Produktionsprozess „Walzstahl nach der Primärroute“ dargestellt. Weiterführende Informationen zum Produktionsprozess sind den vorangegangenen Ausführungen sowie weiterführender Fachliteratur zu entnehmen.

Abbildung 3-26: Systemgrenze für die Herstellung von Walzstahl nach der Primärroute im Basisjahr 2010



Quelle: Eigene Abbildung in Anlehnung an Remus et al. (2013) / BREF IS

3.5.1.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Zur Erstellung der Massenbilanzen werden die ein- und ausgehenden Massenströme berechnet und den jeweiligen Teilsystemen zugeordnet. Grundsätzlich müssen hierfür Massenbilanzen für die stoffliche Verwertung von Ausgangsmaterialien sowie Massenbilanzen für die energetische Verwertung von Energieträgern erstellt werden. Die meisten Daten hierfür stammen aus dem BVT-Merkblatt (Remus et al. 2013 / BREF IS). Dort sind für die Teilsysteme Koksofen, Sinteranlage, Hochofen und Oxygenblaskonverter die Massenströme detailliert aufgelistet. Für die Teilsysteme Walzwerk und Kraftwerk wird auf Daten des Umweltbundesamt (2019) und auf eigene Berechnungen zurückgegriffen.

Koksofen

Die Daten für die Massenbilanz des Koksofens stammen weitestgehend aus dem BVT-Merkblatt. Alle Massenbilanzen konnten dem BVT-Merkblatt entnommen werden. Diese Bilanz wird entsprechend der benötigten Outputgröße Koks skaliert, damit mit den Massen eine Tonne Walzstahl hergestellt werden kann. Die Angaben zu den In- und Outputs der Hüttengase wurden gesondert berechnet. Im BVT-Merkblatt finden sich lediglich Informationen darüber, welche Energiemenge (in MJ) durch die Hütten-gase Hochofengas und Koksofengas bereitgestellt wird. Da in integrierten Hüttenwerken das Koksofen-gas auf Grund der hohen Energiedichte in den meisten Fällen nicht im Koksofen verwendet wird, wird die Annahme getroffen, dass die Energie komplett durch den Strom an Hochofengas gedeckt wird. In Umweltbundesamt (2019) wird die Energiedichte von Hochofengas mit 4,22 MJ/kg beziffert. Anhand dieser Angabe kann die benötigte Energiemenge massenbilanziell dargestellt werden.

Sinteranlage

Wie bei den Angaben zum Koksofen wurden auch bei der Erstellung der Massenbilanz der Sinteranlage die meisten Stoffströme den Angaben des BVT-Merkblatt entnommen. Ausnahmen hierbei bilden die Angaben zu den Sintermaterialien. Diese sind detailliert in Umweltbundesamt (2019) dargestellt und bilden somit ein besseres Mengengerüst für die Angaben zu den Massenströmen in Deutschland. Gleiches gilt für die benötigte Menge an festem Brennstoff. Diese ist in Umweltbundesamt (2019) mit 49 kg Koksgrus pro Tonne Sinter angegeben. Die Menge der verwendeten Hüttengase berechnet sich zum einen aus den Angaben des BVT-Merkblatt und zum anderen aus den Angaben in WSA (2014), in welchem die jeweiligen Einsatzgebiete der jeweiligen Hüttengase prozentual angegeben sind. Daraus wurden die prozentualen Verteilungen des Hochofengases und des Koksofengases verwendet und zusammen auf die benötigte Energiemeng nach dem BVT-Merkblatt skaliert. Alle Massen werden wie bei der Berechnung des Koksofens auf einer Gesamtproduktionsmenge von einer Tonne Walzstahl skaliert.

Hochofen

Bei der Erstellung der Massenbilanzen für den Hochofen wurde weitestgehend auf die Angaben des BVT-Merkblatt für die Eisen- und Stahlerzeugung zurückgegriffen. Für die Massen der Reduktionsmittel und Energieträger werden die Angaben des UBA verwendet. Diese stellen die verwendeten Rohstoffe in Deutschland besser dar und lösen außerdem Unstimmigkeiten der Massenbilanzen, welche sich in den Angaben im BVT-Merkblatt finden. Größter Nachteil im BVT-Merkblatt ist hierbei, dass für alle Angaben der Massenbilanzen Wertebereiche angegeben sind, in welchen sich die tatsächlichen Werte befinden können. Alle Massen werden wie bei der Berechnung des Koksofens auf einer Gesamtproduktionsmenge von einer Tonne Walzstahl skaliert.

Oxygenblaskonverter

Für die Erstellung der Massenbilanz des Oxygenblaskonverters wurde vollständig auf Angaben des BVT-Merkblatts zurückgegriffen. Diese sind für die relevanten Stoffströme nahezu deckungsgleich mit den Angaben des UBA. Im BVT-Merkblatt wird beispielsweise für den Input an Roheisen ein Mittelwert für die Masse von 860 kg angegeben. In den Tabellen des UBA sind 861 kg angegeben. Gleiches gilt für die Schrottmenge, welche im BVT-Merkblatt 220 kg beträgt und in den Tabellen des UBA 210 kg. Die Ströme der Gase sind im BVT-Merkblatt nur volumetrisch angegeben. Diese Volumina werden anhand der jeweiligen spezifischen Dichte auf Massen umgerechnet. Die Ströme der Energieträger sind nur als Energiemengen angegeben und werden mit Hilfe der jeweiligen Energiedichten auf Massen umgerechnet. Alle Massen werden wie bei der Berechnung des Koksofens auf einer Gesamtproduktionsmenge von einer Tonne Walzstahl skaliert.

Walzwerk

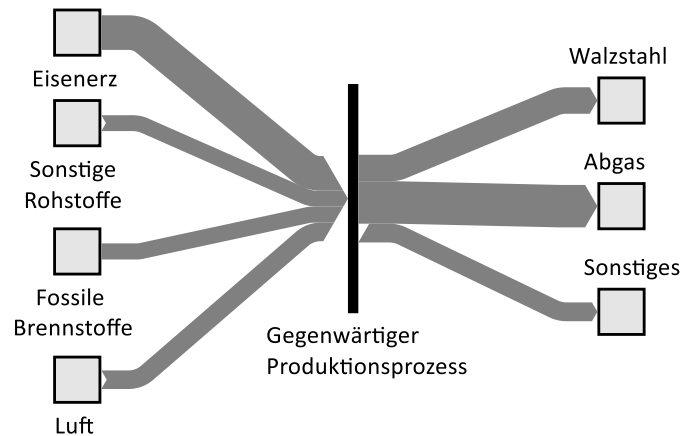
Da im BVT-Merkblatt keine Angaben über zu den Stoffströmen des Walzwerks vorhanden sind, wird hierfür auf die Angaben des Umweltbundesamtes zurückgegriffen. In Umweltbundesamt (2019) wird angegeben, dass für die Produktion von 1000 kg Walzstahl, ein Input von 1020 kg Rohstahl benötigt wird. Auch die Mengen an benötigten Hüttengasen sind in Umweltbundesamt (2019) aufgeführt und werden für die Berechnung dieser Quelle entnommen. Die Menge an Abgas wird durch die Verbrennungsanalyse der Gasströme durchgeführt.

Kraftwerk

Im BVT-Merkblatt finden sich keine Angaben zu den Massen- oder Energiebilanzen des Kraftwerks. Aus diesem Grund werden die benötigten Massen für das Kraftwerk berechnet. Es wird davon ausgegangen, dass der benötigte Strombedarf der restlichen Prozesse durch das interne Kraftwerk gedeckt wird. Dafür wird in einem ersten Schritt die Menge der verfügbaren Hüttengase ermittelt. Diese Menge ergibt sich durch Bilanzierung der Outputs der Hüttengase der einzelnen Prozesse und den Inputs dieser Gase in den restlichen Prozessen. Die Differenz dieser Massen ergibt die entsprechende Inputmasse für das Kraftwerk. Für Hochofengas ergibt sich beispielsweise ein Output aus dem Hochofen von 1036 kg. Im Koksofen werden 286 kg, in der Sinteranlage 2,7 kg, im Hochofen selbst 353 kg, im Oxygenblaskonverter 26 kg und im Walzwerk 46 kg Hochofengas verwendet. Dies ergibt eine verfügbare Masse von 347 kg für das Kraftwerk. Für das Kraftwerk wird nach Umweltbundesamt (2019) ein Wirkungsgrad von 35 % angenommen. Ebenfalls dient das Kraftwerk zur Bereitstellung von Prozessdampf für die einzelnen Produktionsprozesse.

Abbildung 3-27 zeigt die aggregierte Massenbilanz zur Herstellung von Walzstahl nach der Primärroute. Im Anhang 8.6 (Tabelle 8-14) ist die dazugehörige Massenbilanz dargestellt.

Abbildung 3-27: Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz (ohne Berücksichtigung von Wasser) für den definierten gegenwärtiger Produktionsprozess zur Herstellung von Stahl über die Primärroute



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

3.5.2 Zukünftige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine Analyse der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse im Jahr 2050. Die Analyse baut dabei auf den Ergebnissen der Ist-Analyse für das Basisjahr 2010 auf (s. Abschnitt 3.4.2). Die Beschreibung der Analysen erfolgt dabei – in Anlehnung an die Struktur des Abschnitts 3.4.2 – in vier Abschnitten. Einleitend erfolgt im Abschnitt 3.5.2.1 eine Kurzbeschreibung der ausgewählten zukünftigen Produktionsprozesse. Anschließend werden im Abschnitt 3.5.2.2 die Systemgrenzen der Analyse definiert. Es folgt eine Charakterisierung der Sachbilanzen im Abschnitt 3.5.2.3 sowie eine vergleichende Analyse der Bewertungsindikatoren für das Basisjahr 2010 sowie das Zieljahr 2050 im Abschnitt 3.5.3.

3.5.2.1 Kurzbeschreibung der zukünftigen Produktionsprozesse

Im Rahmen der Analyse der Stahlindustrie werden drei mögliche zukünftige Produktionsprozesse betrachtet (vgl. Tabelle 3-1). Dies sind zum einen integrierte Hüttenwerke mit Carbon Capture und Utilization (CCU) und zum anderen zwei unterschiedliche Varianten der Direktreduktion (DRI), namentlich die Direktreduktion mit Syngas und die Direktreduktion mit Wasserstoff. Die drei genannten möglichen zukünftigen Produktionsprozesse werden im Folgenden in Kürze beschrieben.

Integrierte Hüttenwerke mit Carbon Capture und Utilization (CCU)

Der Hochofen mit CO₂-Abscheidung unterscheidet sich von einem Hochofen ohne CO₂-Abscheidung durch mehrere Aspekte. Anders als beim konventionellen Hochofen, wird das Gichtgas (hier OBF-Gas) in den Hochofen rückgeführt, um die CO₂-Konzentration eben im OBF-Gas in dem Maße zu erhöhen, dass eine CO₂-Abscheidung möglich ist. Weiterhin fallen die Winderhitzer weg, die durch OBF-Gas betriebene Heizer und Luftzerlegungsanlagen ersetzt werden. Wird in den konventionellen Hochofen Luft eingeblasen, so wird dem Hochofen mit CO₂-Abscheidung Sauerstoff zugeführt, ebenfalls mit dem Ziel, die CO₂-Konzentration im OBF-Gas zu erhöhen. Das im OBF-Gas enthaltene CO₂ wird durch zusätzliche Anlagen abgeschieden und verdichtet wofür zusätzliche Dampferzeugungsanlagen notwendig sind.

In konventionellen Hüttenkraftwerken wird ein Teil des Hochofengases im hüttenwerkseigenen Kraftwerk zu Strom umgewandelt. Im Falle der CO₂-Abscheidung wird das Gas aus dem Hochofen jedoch wieder zurückgeführt und steht somit für eine Verstromung nicht mehr zur Verfügung. Zusätzlich ist

bei einem hohen Anteil Erneuerbarer Energien an der Stromversorgung eine Stromerzeugung aus fossilen Gasen von Nachteil. Diese Studie nimmt somit an, dass bei der Primärstahlerzeugung mit dem CCS-Hochofen, das hüttenwerkseigene Kraftwerk entfällt und der Strom vom öffentlichen Netz bezogen wird. Die Kuppelgase der Kokerei und des Sauerstoffblaskonverters werden vollständig für die Dampferzeugung verwendet. Die Rückführung des OBF-Gases in den Hochofen verringert den Bedarf an Koks für die Primärstahlherstellung. Die weiteren Prozesse bleiben im Wesentlichen unverändert.

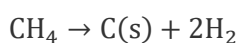
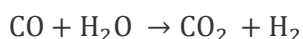
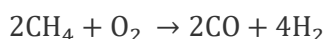
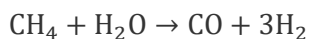
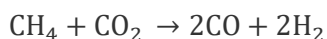
Diese Studie orientiert sich an dem Bericht IEA GHG (2013) mit dem Unterschied, dass in dem Bericht das hüttenwerkseigene Kraftwerk erhalten, aber komplett auf Synthesegas umgestellt wird.

Direktreduktion (DRI) aus Syngas oder Wasserstoff

Die Direktreduktion ist ein Verfahren zur Produktion von Eisenschwamm und bietet ein alternatives Verfahren zur Herstellung von Primärstahl. Im Gegensatz zur Hochofenroute wird nicht Koks, sondern Synthesegas (Syngas) oder Wasserstoff als Reduktionsmittel eingesetzt. Ein Typischer Standort zur Herstellung von Stahl mittels Direktreduktion kann in vier charakteristische Teilsysteme untergliedert werden. Dies sind das Pelletieren (1), die Direktreduktion (2), der Elektrolichtbogenofen (3) und das Warmwalzwerk (4). Die Teilsysteme Pelletieren, Lichtbogenofen und Warmwalzwerk sind sowohl für die Direktreduktion mit Synthesegas als auch für die Direktreduktion mit Wasserstoff identisch. Unterschiede treten insbesondere im Teilsystem Direktreduktion auf. Das Warmwalzwerk gleicht im Rahmen dieser Betrachtung dem Warmwalzwerk der integrierten Hüttenwerke, sodass an dieser Stelle auf die Beschreibung der integrierten Hüttenwerke verwiesen wird.

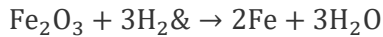
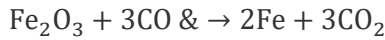
Der erste Schritt bei der Herstellung von Stahl durch Direktreduktion ist die Herstellung von Pellets durch **Pelletieren**. Die Pellets können sowohl fremdbezogen als auch am Standort produziert werden. Um eine Vergleichbarkeit zwischen den integrierten Hüttenwerken sowie der Direktreduktion zu gewährleisten, erfolgt das Pelletieren im Rahmen dieser Analyse am Produktionsstandort. Pellets stellen kleine Kugeln aus Eisenerz mit einem Durchmesser von 9 – 16 mm dar. Bei der Herstellung von Pellets wird zunächst das Eisenerz gebrochen/gemahlen und gefiltert, um Verunreinigungen zu entfernen. Anschließend wird das gemahlene Eisenerz mit Bindern (bspw. Bentonit) vermengt und zu Pellets agglomert. Abschließend werden die Pellets in einem Ofen thermisch behandelt (Remus et al. 2013 / BREF IS).

Die produzierten Pellets dienen als Ausgangsrohstoff für die Direktreduktion^{xvi}. Im Folgenden wird zunächst die Direktreduktion mit Syngas und anschließend die Direktreduktion mit Wasserstoff beschrieben. Abbildung 3-28 zeigt das Prozessschema bei der **Direktreduktion mit Syngas**. Das Reduktionsgas, ein Gemisch aus Syngas und Gichtgas, wird zunächst in einem Reformier zu Reduktionsgas umgewandelt (endotherme Reaktion). Das Reduktionsgas besteht im Wesentlichen aus Wasserstoff und Kohlenmonoxid (Hölling und Gellert 2018). Die Reaktionen im Reformier lauten (Atsushi et al. 2010):



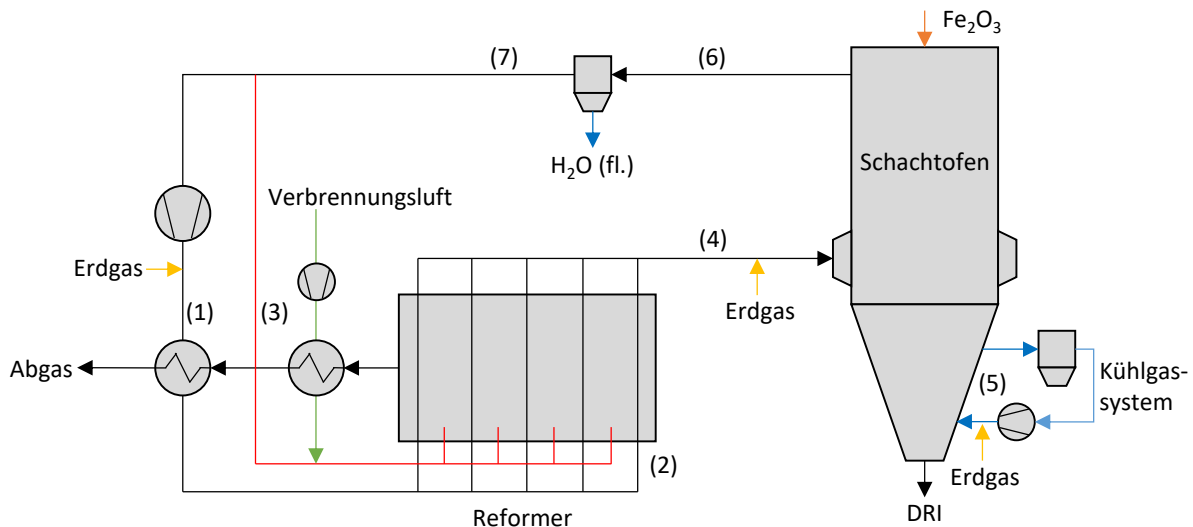
^{xvi} In 2015 werden weltweit 72,6 Mio. Tonnen Stahl im DRI-Verfahren produziert. Die Länder mit der größten Stahlproduktion im DRI-Verfahren sind Indien, Iran, Saudi-Arabien, Mexiko und Russland. Die global dominierenden DRI-Verfahren sind MIDREX, Energiron und kohlebasierte Verfahren (Midrex Technologies 2016). In Deutschland betreibt ArcelorMittal am Standort Hamburg das einzige Stahlwerk im DRI-Verfahren. Dabei erfolgt die Stahlproduktion im MIDREX-Verfahren.

Zur Bereitstellung der erforderlichen Energie im Reformer wird ein Teil des Gichtgases als Brenngas genutzt. Das Reduktionsgas wird vor Eintritt in den Schachtofen mit Syngas und Sauerstoff angereichert, um die Temperatur im Schachtofen zu erhöhen. Im Schachtofen findet die Reduktion des Eisenoxids statt. Die wesentlichen Reaktionen im Schachtofen lauten (Atsushi et al. 2010):



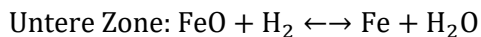
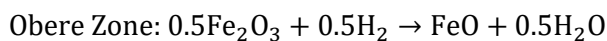
Anschließend verlässt das Gichtgas den Schachtofen. In einem Wäscher wird dem Gichtgas der Wasserdampf entzogen. Das gereinigte und gekühlte Gichtgas wird anschließend erneut als Brenngas sowie als Teil des Reduktionsgases verwendet.

Abbildung 3-28: Prozessschema der Direktreduktion mit Erdgas/Syngas



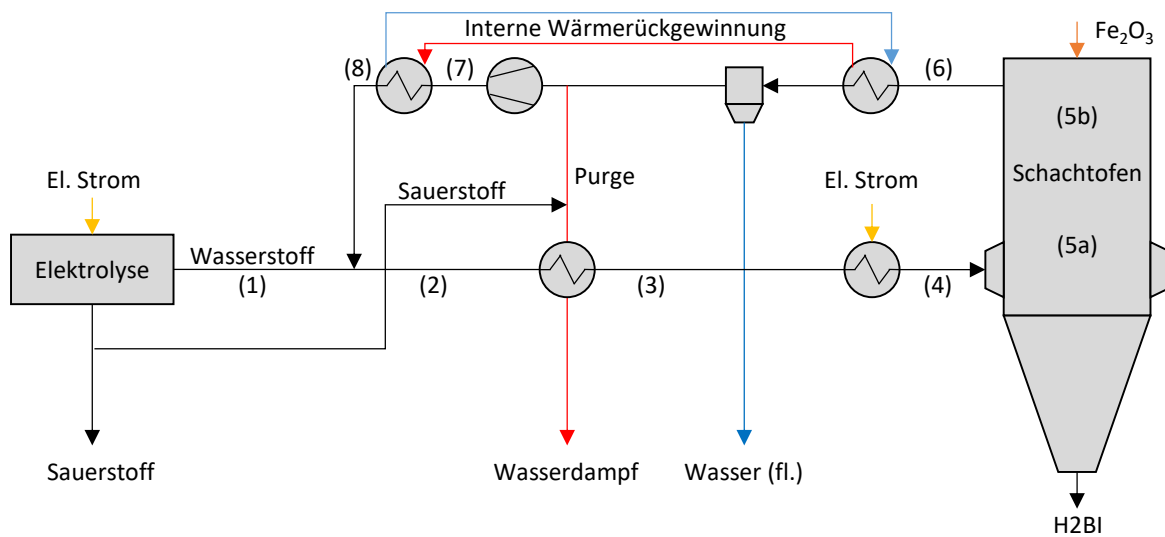
Quelle: Eigene Abbildung basierend auf (Hölling et al. 2017)

Als zweite Variante wird die **Direktreduktion mit Wasserstoff** betrachtet. Abbildung 3-29 zeigt ein Prozessschema bei der Direktreduktion mit Wasserstoff. Im Gegensatz zur Direktreduktion mit Syngas wird mittels Elektrolyse (Power-to-Gas) erzeugter Wasserstoff als Reduktionsmittel verwendet. Dieser Wasserstoff wird mit dem Recycle-Strom aus dem Prozess gemischt und anschließend in zwei Vorwärmstufen vorgewärmt. Der vorgewärmte Wasserstoff wird anschließend dem Schachtofen zugeführt. Hier finden im Wesentlichen zwei Reaktionen (5a: untere Zone und 5b: obere Zone) statt (Hölling und Gellert 2018):



Anschließend verlässt das Gichtgas den Schachtofen. Dabei wird ein Teil der Wärme des Gichtgases innerhalb einer internen Wärmerückgewinnung genutzt, um das gereinigte und gewaschene Gichtgas vorzuwärmen.

Abbildung 3-29: Prozessschema der Direktreduktion mit Wasserstoff



Quelle: Eigene Abbildung basierend auf (Hölling und Gellert 2018)

Ein weiterer Teil wird für die Vorwärmung des Reduktionsgases verwendet. Dadurch wird Anstieg der Konzentration von Inert-Materialien verhindert. Der vorgewärmte Recycle-Strom wird mit frischem Wasserstoff vermischt und erneut als Reduktionsgas verwendet. Im Gegensatz zur Direktreduktion mit Syngas enthält das mit Wasserstoff reduzierte Produkt keinen Kohlenstoff. Dieses Produkt wird als Hydrogen Hot Briquetted Iron (H₂BI) bezeichnet (Hölling und Gellert 2018).

Der mittels Direktreduktion erzeugte Eisenschwamm (DRI bzw. H₂BI) wird anschließend im **Elektrolichtbogenofen** (engl. *electric arc furnace*, EAF) unter Zugabe von Stahlschrott zu Stahl verarbeitet. Dazu wird in dem Elektrolichtbogenofen mithilfe von Graphitelektroden und einer hohen Stromspannung ein Lichtbogen erzeugt und der Eisenschwamm bzw. Schrott zu Rohstahl eingeschmolzen (RWI 2013). Während des Schmelzvorgangs wird Sauerstoff in den Elektrolichtbogenofen eingeblasen. Dies führt u. a. zu einer Entkohlung der Schmelze. Außerdem wird der Sauerstoff zur Nachverbrennung und somit zu einer besseren Ausnutzung der verfügbaren Energie im Ofen genutzt (Remus et al. 2013 / BREF IS).

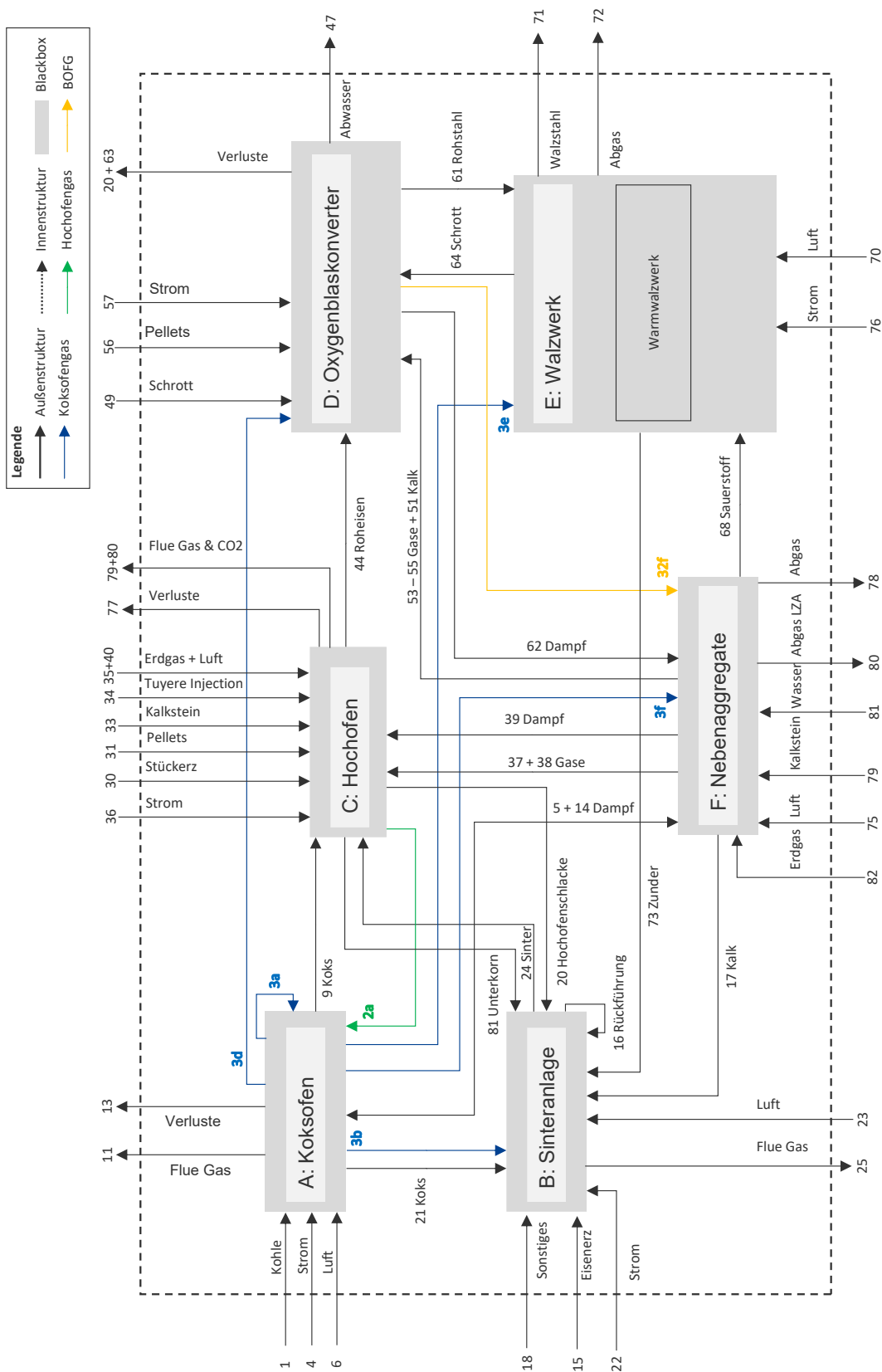
3.5.2.2 Definition der Systemgrenze

Die Definition der Systemgrenzen für die zukünftigen Produktionsprozesse basiert auf der Ist-Analyse (s. Abschnitt 3.4.2). Basierend auf dem gegenwärtigen Produktionsprozess (vgl. Abbildung 3-26) wird als ein zukünftiger Produktionsprozess die Variante integriertes Hüttenwerk mit Carbon Capture und Utilization (CCU) betrachtet. Außerdem werden zwei DRI-Varianten betrachtet.

Stahlherstellung mit Hochofen und CCU

Innerhalb der Systemgrenze befinden sich alle zur Primärstahlherstellung notwendigen Anlagen von der Kokerei bis zum Warmwalzen. Das hüttenwerkeigene Kraftwerk entfällt; Strom wird aus dem öffentlichen Netz bezogen (s. Abbildung 3-30).

Abbildung 3-30: Systemgrenze der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl mittels Hochofen und CO₂-Abscheidung



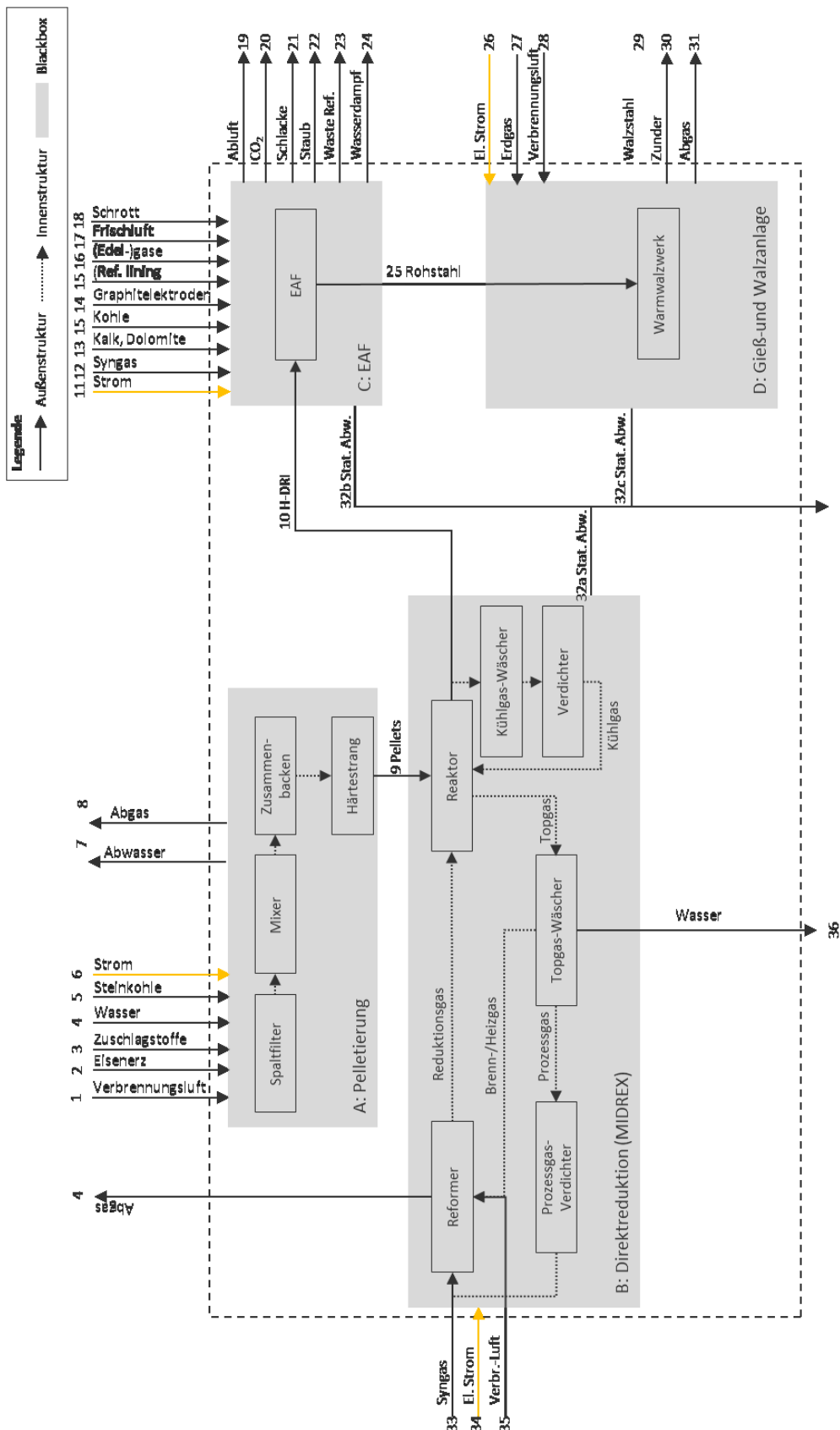
Quelle: Eigene Abbildung in Anlehnung an Remus et al. (2013) / BREF IS

Direktreduktion (DRI) mit Syngas oder Wasserstoff

Die Definition der Systemgrenze bei der Direktreduktion (DRI) erfolgt am Beispiel der Direktreduktion mit Syngas. Die Vorgehensweise für die Direktreduktion mit Wasserstoff erfolgt analog. Eine Dokumentation der Systemgrenze in Form eines Fließbildes erfolgt im Anhang 8.6 (Abbildung 8-10).

Die Abbildung 3-31 zeigt die Systemgrenze eines möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Stahl im DRI-Verfahren mit Syngas (MIDREX). Die Definition der Systemgrenze erfolgt entsprechend der im Abschnitt 2.2 beschriebenen Methodik. Entsprechend wird ein Produktionsprozess zunächst in Teilsysteme untergliedert. Für möglichen zukünftigen Produktionsprozesses im DRI-Verfahren werden vier Teilsystemen unterschieden. Dies sind das Pelletieren (A), die Direktreduktion (B), der Elektrolichtbogenofen (C) sowie (D) das Warmwalzwerk. Die Aufgliederung eines Produktionsprozesses in die vier Teilsysteme wurde in Experteninterviews mit Vertretern aus der Stahlindustrie diskutiert. Dabei wurde die geplante Aufteilung – mit Blick auf die Zielsetzung der vorliegenden Untersuchung – als sinnvolle Aggregation bestätigt. Die Anordnung der Produktionsschritte innerhalb eines Teilsystems (A) bis (D) basieren auf (Hölling und Gellert 2018; Hölling et al. 2017; Remus et al. 2013 / BREF IS). Weiterführende Informationen zum Produktionsprozess sowie den Teilsystemen und Prozessschritten können der Beschreibung in Abschnitt 3.5.2.1 sowie der genannten Literatur entnommen werden.

Abbildung 3-31: Systemgrenze des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Stahl mittels DRI-Verfahren und Syngas (MIDREX)



Quelle: Eigene Abbildung; Teilsystem A basierend auf (Remus et al. 2013/BREF IS), Teilsystem B auf (Hölling et al. 2017)

3.5.2.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Im Folgenden erfolgt die Charakterisierung der Sachbilanzen für die möglichen zukünftigen Produktionsprozesse, d. h. für die Variante mit Hochofen und CCU sowie für die zwei dargelegten DRI-Varianten.

Stahlherstellung mit Hochofen und CCU

Analog zur Ist-Analyse sind für die zukünftigen Produktionsprozesse zunächst konsistente Sachbilanzen zu erstellen. Für den Produktionsprozess des integrierten Hüttenwerks mit CO₂-Abscheidung dienen IEA GHG (2013) und Gonzalez Hernandez et al. (2018) als primäre Quellen.

Für alle Teilprozesse werden die Angaben zu den Massen der In- und Outputströmen den Angaben aus IEA GHG (2013) übernommen. Für die Hüttengase sind hier allerdings nur Volumina angegeben. Die Dichte der einzelnen Hüttengase wird Gonzalez Hernandez et al. (2018) entnommen.

Die vollständigen Sachbilanzen für die Herstellung von Walzstahl über den Hochofen mit CO₂-Abscheidung ist im Anhang 8.6 dokumentiert.

Direktreduktion (DRI) mit synthetischem Methan (Syngas) oder Wasserstoff

Analog zur Ist-Analyse sind für die zukünftigen Produktionsprozesse zunächst konsistente Sachbilanzen zu erstellen. Die für die Herstellung von Stahl im DRI-Verfahren zugrunde gelegte Literatur ist in Tabelle 3-43 dargestellt.

Tabelle 3-43: Zuordnung der verwendeten Literatur zur Definition der Sachbilanzen für die möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl im DRI-Verfahren

Zukünftiger Produktionsprozess	A: Pelletieren	B: Direktreduktion	C: Elektrolichtbogenofen	D: Warmwalzwerk
DRI mit Syngas oder Wasserstoff	(Remus et al. 2013 / BREF IS)	(Hölling und Gellert 2018, o. J.; Hölling et al. 2017)	(Remus et al. 2013 / BREF IS)	(Umweltbundesamt 2019)

Für die Definition der Sachbilanzen der Teilsysteme A: Pelletieren und C: Elektrolichtbogenofen werden die Angaben im BVT-Dokument übernommen:

- Pelletieren: Kapitel 4, Tabelle 4.1
- Elektrolichtbogenofen: Kapitel 8, Tabelle 8.1

Für das Teilsystem D: Warmwalzwerk werden – analog zu den integrierten Hüttenwerken mit CCU – die Angaben des gegenwärtigen Produktionsprozesses verwendet (s. Abschnitt 3.5.1).

Der Unterschied zwischen den beiden betrachteten DRI-Varianten liegt somit im Teilsystem B: Direktreduktion. Als Datengrundlage für die **Direktreduktion mit Syngas** dienen die Angaben in Hölling und Gellert (2018) und Hölling et al. (2017). Auf Seiten der Energieträger wird ein spezifischer Syngasbedarf von 3 MWh/t_{DRI} sowie ein spezifischer Strombedarf von 70 kWh_{el}/t_{DRI} angenommen. Für die Produktion einer Tonne DRI werden etwa 1.413 Tonne Pellets eingesetzt.

Für die **Direktreduktion mit Wasserstoff** wurden ebenfalls im Wesentlichen die Angaben in Hölling und Gellert (2018, o. J.) und Hölling et al. (2017) und zugrunde gelegt. Zur Plausibilisierung wurde zudem die Publikation von Vogl et al. (2018) verwendet. Mit Blick auf die Energieträger wird ausschließlich elektrischer Strom eingesetzt. Der spezifische Strombedarf der Direktreduktion (Elektrolyse, Vorwärmung und Hilfsaggregate) wird mit 3,31 MWh/t_{H₂BI} beziffert. Zur Berechnung des spezifischen Strombedarfs verwenden Hölling und Gellert (o. J.) einen Wirkungsgrad der Elektrolyse von 75 %. Für

die Direktreduktion wird ein Wasserstoffbedarf von $635 \text{ Nm}^3/\text{t}_{\text{H}_2\text{BI}}$ zugrunde gelegt (Hölling und Gellert 2018, o. J.; Hölling et al. 2017).

Die vollständigen Sachbilanzen für die Direktreduktion mit Syngas sowie die Direktreduktion mit Wasserstoff ist im Anhang 8.6 (Tabelle 8-15) dokumentiert.

3.5.3 Bewertungsindikatoren

Unter Verwendung der dargestellten Sachbilanzen der definierten gegenwärtigen und möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl erfolgt die Bestimmung der im Abschnitt 2.1 definierten Bewertungsindikatoren.

Energetisch

Die Tabelle 3-44 fasst die energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl zusammen. Dabei wird jeweils die Summe aller erfassten Energieträger inklusive der bei der Produktion anfallenden Sekundärbrennstoffe erfasst. Der spezifische Endenergie- bzw. Primärenergieverbrauch variiert zwischen 16,6 und $19,2 \text{ GJ}/\text{t}_{\text{Stahl}}$ bzw. 18,9 und $25,3 \text{ GJ}/\text{t}_{\text{Stahl}}$. Es wird deutlich, dass sowohl der Endenergie- als auch der Primärenergieverbrauch der DRI Verfahren absinkt. Die Steigerung des Energiebedarfs im integrierten Hüttenwerk ist vor allem auf den erhöhten Einsatz von Strom zurückzuführen.

Tabelle 3-44: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl

Indikator	Einheit	Integriertes Hüttenwerk		Integriertes Hüttenwerk mit CCU	Direktreduktion mit	
		in 2010	in 2050		Syngas	Wasserstoff
Spez. PEV ¹⁾	$\text{GJ}/\text{t}_{\text{Stahl}}$	20,6	20,6	20,9	25,3	18,9
Spez. EEV ²⁾	$\text{GJ}/\text{t}_{\text{Stahl}}$	18,7	18,7	19,2	16,6	17,4

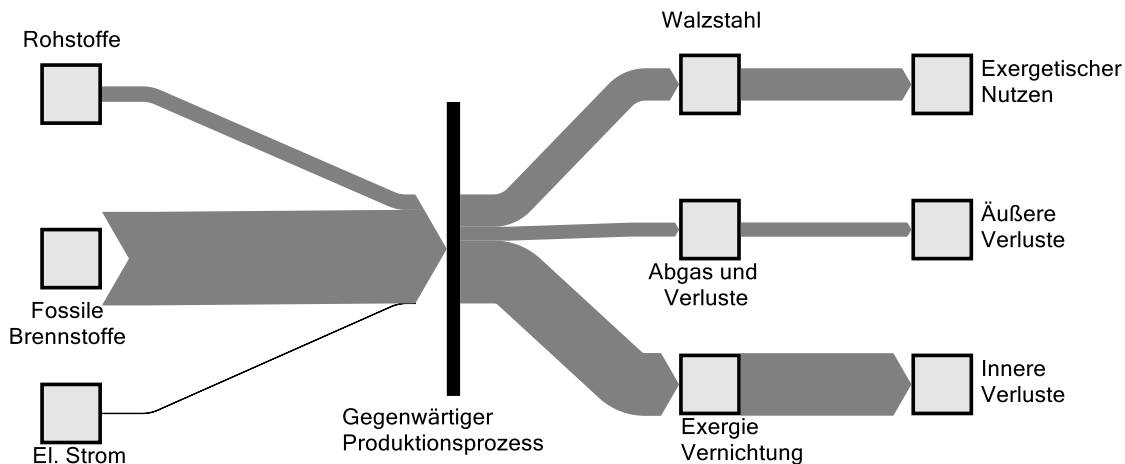
¹⁾ Primärenergieverbrauch (PEV)

²⁾ Endenergieverbrauch (EEV)

Exergetisch

Für die exergetische Bewertung ist zunächst eine Zuordnung der austretenden Exergieströme zu den Kategorien Nutzen, innere und äußere Verluste notwendig. Gemäß den Ausführungen im Abschnitt 2.1 zu den methodischen Grundlagen der exergetischen Bewertung entspricht der Nutzen der Summe aus physikalischer und chemischer Exergie des jeweils hergestellten Produkts, im Falle der Stahlherstellung also der Menge aus hergestelltem Stahl. Als äußere Verluste werden alle ausgangsseitigen Exergieströme klassifiziert, die kein Produkt (in diesem Fall Stahl) darstellen. Die inneren Verluste werden, wie im Abschnitt 2.1 beschrieben, bilanziell ermittelt. Tabelle 3-45 fasst die exergetischen Bewertungsindikatoren für die Herstellung von Stahl zusammen, die sich aus den erstellten Sachbilanzen ergeben. Der exergetische Wirkungsgrad der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse verbessert sich in allen drei zukünftigen Varianten. Vor allem in der Variante Stahl mit Hochofen und CCU ist eine deutliche Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades erkennbar. Dies folgt vor allem aus der nachträglichen Verwertung des anfallenden CO_2 . Aber auch bei den DRI-Verfahren ist eine Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades erkennbar.

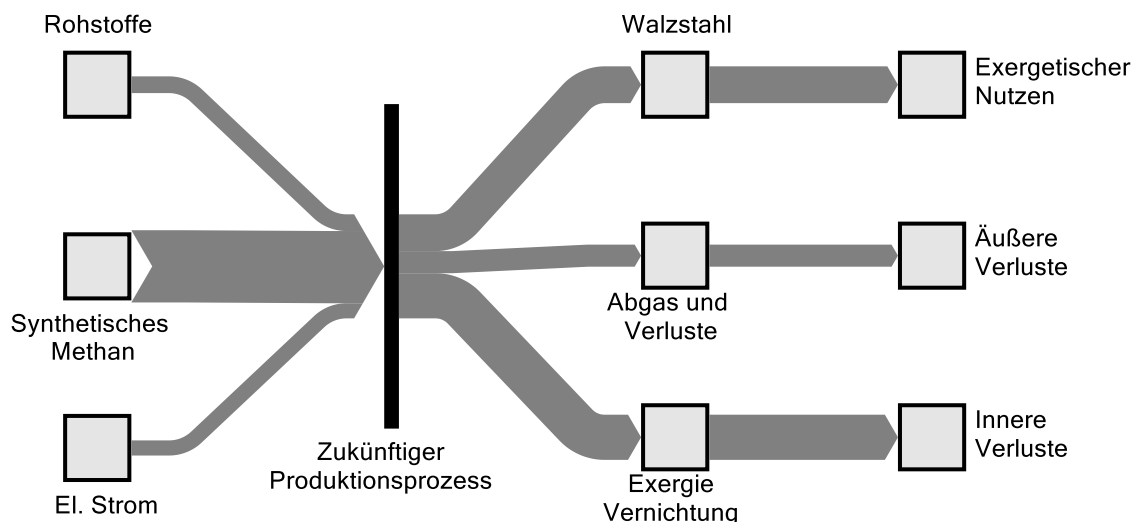
Abbildung 3-32: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Stahl



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

In Abbildung 3-32 sind die exergetischen Ströme des gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Stahl dargestellt. Im gegenwärtigen Produktionsprozess über das integrierte Hüttenwerk beträgt der Exergieinput etwa 24 GJ/t. Dieser erfolgt zu großen Teilen aus dem Input der fossilen Energieträger wie Kohle und Gas. Während des Produktionsprozess erfolgt ein hoher Grad der Exergievernichtung. Insgesamt werden innerhalb des Produktionsprozess ungefähr 58 % der Exergie vernichtet. Dies erfolgt durch Umwandlungsverluste oder nicht genutzte Abwärmeströme. Der äußere Verlustgrad des integrierten Hüttenwerks beträgt 12,8 %. Das bedeutet, dass beim gegenwärtigen Produktionsprozess 12,8 % der Exergie in Stoffen steckt, welche durch den Produktionsprozess physisch vorhanden sind, aber nicht weiter genutzt werden.

Abbildung 3-33: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Stahl durch das DRI-Verfahren mit Syngas



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Der zukünftige Produktionsprozess mit dem exergetisch höchsten Wirkungsgrad in der Analyse ist das Verfahren der Stahlherstellung durch DRI mit Syngas. Jedoch ist hierbei zu erwähnen, dass der exerge-

tische Aufwand für die Herstellung des bei diesem Verfahren genutzten Synthesegases nicht mit bilanziert worden ist. Würde dies geschehen, dann würde sich die Reihenfolge ändern. Dies liegt daran, dass das Synthesegas ebenfalls über eine Elektrolyse und anschließend zusätzlich mit einer Methanisierung hergestellt werden muss.

Tabelle 3-45: Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl

Indikator	Einheit	Integriertes Hüttenwerk	Hochofen und CCU	DRI-Verfahren mit	
				Syngas	Wasserstoff
Exerg. Wirkungsgrad	%	29,6 ^{XVII}	32,7	35,4	35,0
Innerer Verlustgrad	%	57,6	46,2	44,9	48,2
Äußerer Verlustgrad	%	12,8	18,9	19,8	16,8

Ökologisch

Aufbauend auf den Sachbilanzen sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentierten Emissionsfaktoren werden die spezifischen Treibhausgasemissionen ermittelt (s. Tabelle 3-46). Bei der Herstellung von Stahl lassen sich die Treibhausgasemissionen nicht in energiebedingte und prozessbedingte Emissionen aufteilen. Die verwendete Kohle wird zum einen zur Bereitstellung von Wärme, als auch als Reduktionsmittel verwendet. Aus diesem Grund werden die CO₂-Emissionen nur als Gesamtwert ausgewiesen. Die Treibhausgasemissionen variieren bei der Herstellung von Stahl zwischen 576 kg CO₂/t_{Stahl} und 1.436 kg CO₂/t_{Stahl}.

Tabelle 3-46: Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl

Indikator	Einheit	Integriertes Hüttenwerk		Hochofen und CCU	DRI-Verfahren mit	
		in 2010	in 2050		Syngas	Wasserstoff
Spez. THGE ¹⁾	kg _{CO2-Äq.} /t _{Stahl}	1.436	1.436	576	44	45
Spez. CO ₂	kg _{CO2} /t _{Stahl}	1.436	1.436	576 ^{XVIII}	44	45

¹⁾ Treibhausgasemissionen

Energiekosten

Aufbauend auf den Sachbilanzen sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentierten Energieträgerpreisen für die Jahre 2010 und 2050 werden die spezifischen Energiekosten ermittelt (s. Tabelle 3-47). Die spezifischen Energiekosten, d. h. die Kosten für die Beschaffung von Endenergieträgern je

^{XVII} Bei zusätzlicher Berücksichtigung der Hochofenschlacke als Nutzen ergibt sich ein exergetischer Wirkungsgrad von 30,08%.

^{XVIII} Zusätzlich fallen am Hochofen CO₂-Emissionen in Höhe von 860 kg_{CO2}/t_{Stahl} an. Diese werden gesondert ausgewiesen, da dieses CO₂ für weitere Prozesse im Sinne von CCU genutzt werden kann. Technisch ist es möglich auch die restlichen CO₂-Emissionen des integrierten Hüttenwerks mit CCU abzuscheiden. Dies ist allerdings sehr aufwändig und benötigt einen sehr hohen Strombedarf.

produzierter Tonne Stahl betragen etwa 85 EUR/t_{Stahl} im Basisjahr 2010. Dies umfasst für das Basisjahr 2010 keine Kosten für CO₂-Zertifikate, da die CO₂-Emissionen vollständig durch die kostenlos zugewiesenen CO₂-Zertifikate gedeckt wurden (s. Abschnitt 2.1). Bei einer Fortführung des Prozesses bis in das Jahr 2050 müssen die Kosten für die CO₂-Zertifikate allerdings gedeckt werden. Zudem werden die Kosten für die Fortführung des Prozesses für 2050 dargestellt (222 EUR/t_{Stahl}), wobei die Kosten für CO₂-Emissionen dann enthalten sind). Zudem werden die Kosten für die alternativen möglichen zukünftigen Produktionsprozesse (DRI mit H₂/Syngas) vor dem Hintergrund der verwendeten Energieträgerpreisprojektion dargestellt.

Tabelle 3-47: Zusammenfassung der spezifischen Energiekosten für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl

Indikator	Einheit	Integriertes Hüttenwerk		Hochofen und CCU	DRI-Verfahren mit	
		in 2010	in 2050		Syngas	Wasserstoff
Spez. Energiekosten	EUR/t _{Stahl}	85	222	222	462	426
- davon CO ₂ -Zertifikate	EUR/t _{Stahl}	-	112	44 ^{XIX}	3	3
- davon Energieträger	EUR/t _{Stahl}	85	111	178	458	423
Veränderung ¹⁾	%	-	-	0	+ 108	+ 92

¹ Veränderung: Abweichung zwischen Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses bis 2050 und dem (möglichen) zukünftigen Produktionsprozess im Jahr 2050

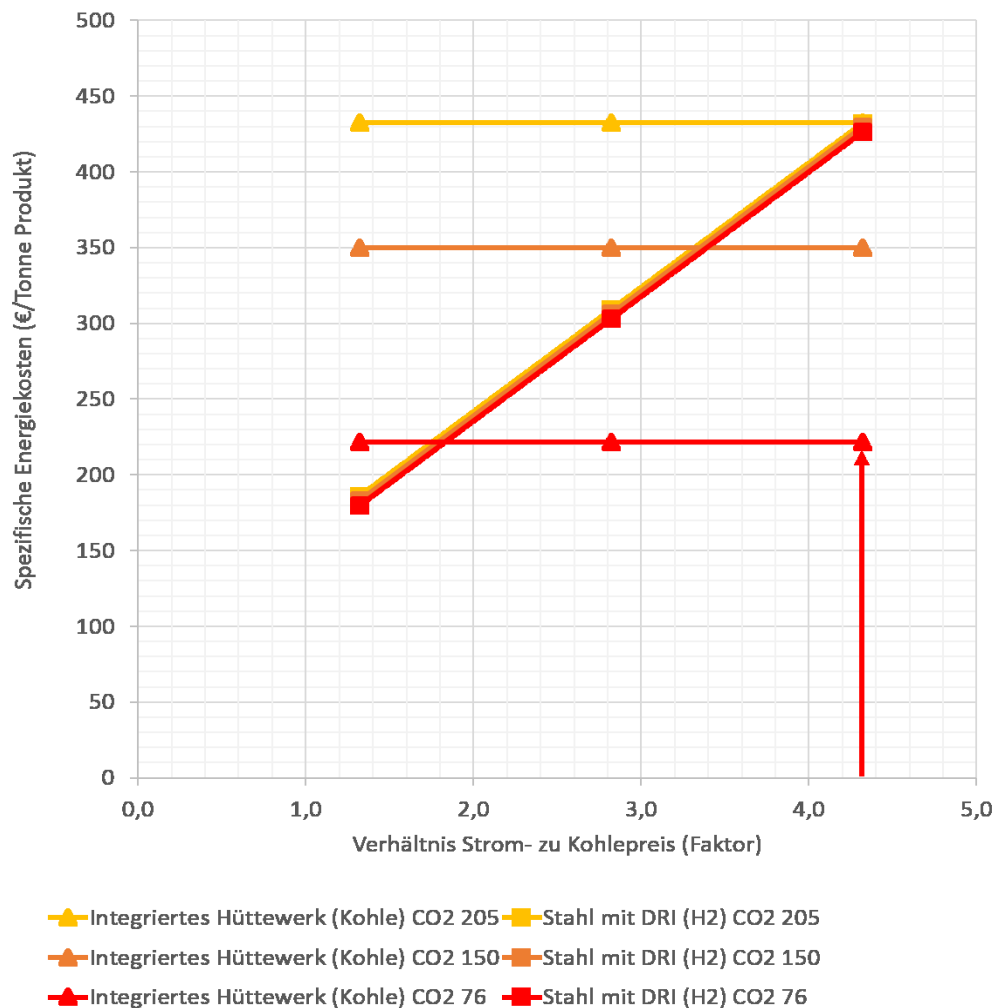
Die berechneten spezifischen Energiekosten sind abhängig von der in dieser Studie angenommenen Entwicklung der Energieträgerpreise (siehe Kapitel 2.1 und Kapitel 3.1.3). Die in dieser Studie verwendeten Energieträgerpreise für 2050 stellen Energieträgerpreisprojektionen dar, welche von Natur aus mit einer gewissen Unsicherheit behaftet sind. Für eine Betrachtung der zukünftigen Energiekosten wird daher zusätzlich eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, in welcher eine variierte Entwicklung der Energieträgerpreise angenommen wird. Für viele Branchen wurde bei der Betrachtung der zukünftigen Produktionsprozesse ein möglicher Wechsel von fossil basierten auf elektrizitätsbasierte Prozesse betrachtet, sodass bei einem Vergleich des gegenwärtigen Produktionsprozesses mit dem zukünftigen vor allem das Verhältnis der Preise von fossilen Energieträgern zum Strom eine entscheidende Rolle einnimmt.

Voriges trifft auch für die vorliegende Branche zu, wo der gegenwärtige Prozess (Integriertes Hüttenwerk) durch den Produktionsprozess Stahl mit DRI (H₂) ersetzt werden kann. Beim integrierten Hüttenwerk wird hauptsächlich Kohle als Energieträger verwendet, wohingegen beim Prozess Stahl mit DRI (H₂) hauptsächlich elektrischer Strom verwendet wird. Daher werden diese beiden Prozesse für die Sensitivitätsanalyse verglichen und dabei wird das Verhältnis von Strom- zu Kohlepreis und die CO₂-Zertifikatspreise für das Jahr 2050 variiert. Dies ist in Abbildung 3-18 für drei CO₂-Zertifikatspreise (76, 150, 205 EUR/Tonne) visualisiert. Der rote Pfeil deutet die Lage der Relation für die in der Studie verwendeten Preisprojektionen an. Für diese Projektion für 2050 (CO₂-Zertifikatspreis = 76 EUR/Tonne, Kohle = 5,6 EUR/GJ, Strom = 24,0 EUR/GJ) sind die spezifischen Energiekosten des Prozesses Stahl mit DRI (H₂) etwa zweimal so hoch verglichen mit der Projektion des gegenwärtigen Prozesses. Vergleichbare Kosten können bei diesem CO₂-Zertifikatspreis erst dann erreicht werden, wenn der Strompreis etwa 80% über dem Kohlepreis liegt (Schnittpunkt der roten Kurven). Bei höheren CO₂-Zertifikatspreisen können vergleichbare Kosten auch bei einem höheren Verhältnis erreicht werden, bspw. bei 150 EUR/Tonne. In diesem Fall werden vergleichbare Kosten auch dann erzielt, wenn

^{XIX} Bei zusätzlicher Berücksichtigung der CO₂-Zertifikatspreise für die CO₂ Emissionen, welche abgeschieden werden ergeben sich Gesamtkosten für die CO₂-Zertifikate in Höhe von 109,15 €/t_{Stahl}.

der Strompreis rund dreieinhalbmal so hoch wie der Kohlepreis ist (Schnittpunkt der orangen Kurven). Liegt das Verhältnis zwischen Strom- und Kohlepreis auf dem Niveau der verwendeten Projektion (also etwa 4,3), dann werden vergleichbare Kosten zwischen den Prozessen erst ab einem CO₂-Zertifikatspreis von etwa 200 Euro pro Tonne erreicht (Schnittpunkt der gelben Kurven).

Abbildung 3-34: Kostensensitivität Stahl



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

3.6 Herstellung von Zement

Im Jahr 2010 betrug die deutschlandweite Zementproduktion 30,3 Mio. Tonnen und die (gemeldete) Klinkerproduktion 23,0 Mio. Tonnen. Neben Klinker wurden bei der Zementproduktion 8,5 Mio. Tonnen Zuschlagstoffe eingesetzt (VDZ 2019). Besonderen Einfluss auf die Zementproduktion hat neben der gesamtwirtschaftlichen Situation insbesondere die Bauwirtschaft. In den letzten Jahren stagnierte der Zementabsatz in Deutschland, obwohl der weltweite Zementbedarf um 9 % pro Jahr anstieg (Brunke 2017). Für die Klinkerherstellung werden in Deutschland zwei Verfahren eingesetzt: Das Trockenverfahren (Drehrohrofen mit Zyklonvorwärmer) und das Halbtrockenverfahren (Drehrohrofen mit Rostvorwärmer). Im Jahr 2010 entfallen nach Angaben des VDZ (2010) 93,1 % der in Deutschland installierten Kapazität auf 41 Drehrohröfen mit Zyklonvorwärmern (Herstellung von Zement im Trockenverfahren). Eine detaillierte Beschreibung der Prozessschritte erfolgt im Abschnitt 3.6.1.1. Der Primärenergiebedarf zur Zementherstellung betrug 2010 130,9 PJ. Dies führt zu einem spezifischen Primärenergiebedarf zur Herstellung von Zement in Höhe von 4,3 GJ/t_{Zement}.

Tabelle 3-48: Produktionsmenge und Primärenergieverbrauch der deutschen Zementindustrie in 2010

Prozessstufe	Produkt	Produzierte Menge [kt/a]	Primärenergieverbrauch [PJ/a]	Spez. Primärenergieverbrauch [GJ/t _{Zement}]
Klinkerproduktion	Klinker	22.996	118,3	3,9
Zementproduktion	Zement	30.270	132,9	4,3

Quelle: Produktionsdaten aus (VDZ 2010), Primärenergieverbrauch berechnet aus (VDZ 2010) sowie Primärenergiefaktoren gemäß (DIN V 18599-1)

3.6.1 Gegenwärtige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine Kurzbeschreibung der zur Herstellung von Zement eingesetzten Produktionsprozesse. Darauf aufbauend werden die Systemgrenze der Analyse sowie die ermittelten Sachbilanzen beschrieben.

3.6.1.1 Kurzbeschreibung der Produktionsprozesse

Der Aufbau eines charakteristischen Produktionsprozesses in der Zementindustrie ist abhängig von diversen Faktoren. Trotz der heterogenen Ausprägungen sowie der hohen Prozessintegration können für die Zementindustrie unterschiedliche charakteristische Produktionsprozesse identifiziert werden. Kourti et al. (2013) / BREF CLM differenziert entsprechend zwischen fünf unterschiedlichen Produktionsprozessen in der Zementindustrie. Dabei wird auf erster Ebene zwischen der integrierten und nicht-integrierten Zementproduktion unterschieden. Erstgenannte verfügt über eine Zementklinkerproduktion, während zweitgenannte sich ausschließlich auf die Zementproduktion fokussiert und den eingesetzten Klinker fremdbezieht. Für die integrierten Zementproduktionen werden weiterhin vier unterschiedliche Produktionsprozesse in Abhängigkeit der eingesetzten Verfahren zur Klinkerproduktion unterschieden. Dies sind das Trockenverfahren, das Halbtrockenverfahren, das Halbnassverfahren sowie das Nassverfahren (Kourti et al. 2013 / BREF CLM). Zur Klinkerherstellung werden in Deutschland das Trocken- und Halbtrockenverfahren und in einem Werk auch das Halbnassverfahren eingesetzt, wobei das Trockenverfahren eine marktdominierende Position einnimmt (VDZ 2010).

Daher liegt der Fokus, wie bereits in Abschnitt 1.2 (s. Tabelle 1-1) dargestellt, für die weitere Untersuchung auf der integrierten Zementproduktion im Trockenverfahren. Für weiterführende Informationen zu den übrigen, in der Zementindustrie eingesetzten, Produktionsprozessen wird auf entsprechende Fachliteratur verwiesen.

Die Beschreibung der integrierten Zementproduktion im Trockenverfahren durch Drehrohröfen wird in zwei Bereiche untergliedert. Diese sind die Zementklinkerproduktion und die Zementproduktion.

Die Ausführungen basieren im Wesentlichen auf Kourti et al. (2013)/ BREF CLM, VDZ (2010) und Achternbosch und Bräutigam (2000).

Klinkerproduktion

Zur Produktion von Zementklinker werden im Wesentlichen die natürlichen Rohstoffe Kalkstein/Mergel/Kreide, Ton und Sand (als Korrekturstoff) sowie sekundäre Rohstoffe wie z.B. Flugasche eingesetzt (VDZ 2010). Die Rohstoffgewinnung erfolgt in Deutschland typischerweise in geografischer Nähe zu den Zementproduktionsstandorten. Der erste Schritt bei der Klinkerproduktion ist die **Vorhomogenisierung** der unterschiedlichen Rohmaterialien im sogenannten Mischbett.

Als zweiter Schritt erfolgt die **Rohmahlung** der Materialien in der Rohmühle. Das dabei entstehende Rohmehl stellt ein homogenes Gemisch der eingesetzten Materialien dar. In Abhängigkeit der chemischen Zusammensetzung werden weitere Korrektur- und Sekundärrohstoffe, bspw. Quarzsand und Eisenerz, zugegeben. Typischerweise erfolgt eine Trocknung der Rohmaterialien in der Rohmühle durch die Ofenabgase.

Als dritter Schritt erfolgt eine **Entstaubung** des Gemisches aus Rohmehl und Ofenabgas. Dazu werden in den meisten Werken Gewebefilter eingesetzt. Dabei findet eine Einblasung des Rohmehls in den Filter durch das Ofenabgas statt. Dort wird das Rohmehl von dem Ofenabgas getrennt. Anschließend wird das Rohmehl in Silos zwischengelagert. Das entstaubte Abgas wird über einen Kamin abgeführt. Der bei der Entstaubung anfallende Filterstaub wird typischerweise dem Produktionsprozess erneut zugeführt.

Als vierter Schritt wird das Rohmehl von den Silos durch die **Zyklonvorwärmer** in den Drehrohrofen transportiert. Im Zyklonvorwärmer wird das Rohmehl durch das Ofenabgas aus dem Drehrohrofen auf eine Temperatur von 750 bis 850 °C aufgewärmt. Die im Gegenstrom durch die Zyklone (typischerweise 4 bis 6) strömenden Ofenabgase werden hingegen von 1.000 bis 1.200 °C auf etwa 300 bis 400 °C abgekühlt. Bereits im Zyklonvorwärmer findet eine Teilentsäuerung des Kalksteins ($\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$) statt.

Als fünfter (optionaler) Schritt erfolgt eine **Entsäuerung** des Kalksteins in einem Calcinator. Im Calcinator wird durch eine Sekundärfeuerung Prozesswärme bereitgestellt. Dies führt dazu, dass bereits eine 90%ige Entsäuerung erreicht wird, bevor das vorgewärmte Rohmehl in den Drehrohrofen eintritt.

Der sechste Schritt der Zementproduktion ist das **Brennen des Zementklinkers** im Drehrohrofen. Im Drehrohrofen wird das Ofenmehl kontinuierlich durch den leicht geneigten Ofen gefördert. Es findet eine Restentsäuerung des Calciumcarbonats (CaCO_3) statt. Die Verweilzeit des Ofenmehls im Drehrohrofen beträgt typischerweise 30 bis 45 Minuten. In Deutschland wird ein Großteil des Energiebedarfs im Drehrohrofen durch Sekundärbrennstoffe (bspw. Reifen, Altöl, Industrie- und Gewerbeabfälle) bereitgestellt (ca. 61 % im Jahr 2010).

Im siebten Schritt erfolgt eine **Kühlung** des heißen Klinkers im Klinkerkühler. Dort wird der Klinker von ca. 1.000 bis 1.050 °C auf 80 bis 240 °C abgekühlt. Dazu wird der Klinker mit Kühlluft durchströmt. Die Temperatur der Kühlluft steigt dabei auf 600 bis 1.000 °C an und wird, ergänzt zur Primärluft, als vorgewärmte Verbrennungsluft (Sekundärluft) im Drehrohrofen genutzt. Verfügt der Produktionsprozess über eine Sekundärfeuerung, wird ein Teil der Klinkerabluft auch dort als vorgewärmte Verbrennungsluft (Tertiärluft) eingesetzt. Die nicht genutzte Kühlluft verlässt den Klinkerkühler als Kühlerabluft.

Als achter (optionaler) Schritt erfolgt die **Wärmerückgewinnung** durch die Ofenabgase. Wie bereits zuvor beschrieben, wird die Klinkerkühlluft als vorgewärmte Verbrennungsluft und das Ofenabgas im Gegenstrom zur Vorwärmung des Rohmehls im Zyklonvorwärmer (sowie – falls vorhanden – dem Cal-

cinator) genutzt. Bei der Nutzung der Ofenabgase nach dem Zyklonvorwärmer werden der Verbundbetrieb und der Direktbetrieb unterschieden. Wie bereits im zweiten Schritt beschrieben, wird das Ofenabgas zur Vorwärmung des Rohmehls an der Rohmühle genutzt. Dieser Betriebszustand wird als Verbundbetrieb bezeichnet. Im Gegensatz dazu wird die Wärme des Ofenabgases beim Direktbetrieb nicht zur Vorwärmung des Rohmehls genutzt, weil beispielsweise die Rohmühle nicht in Betrieb ist. Dann wird das Ofenabgas über einen Verdampfungskühler konditioniert und anschließend direkt entstaubt. Die Aufteilung des Anteils der Produktionsprozesse im Verbund- bzw. Direktbetrieb in Deutschland ist nicht bekannt, wobei von einem überwiegenden Anteil im Verbundbetrieb ausgegangen wird.

Zementproduktion

Bei der Zementproduktion wird der Zementklinker mit weiteren Zuschlagstoffen, bspw. Kalkstein, Hüttensand und Flugasche, vermengt und zu Zement gemahlen. In Abhängigkeit der gewünschten Zementsorte werden die Zuschlagstoffe unterschiedlich dosiert.

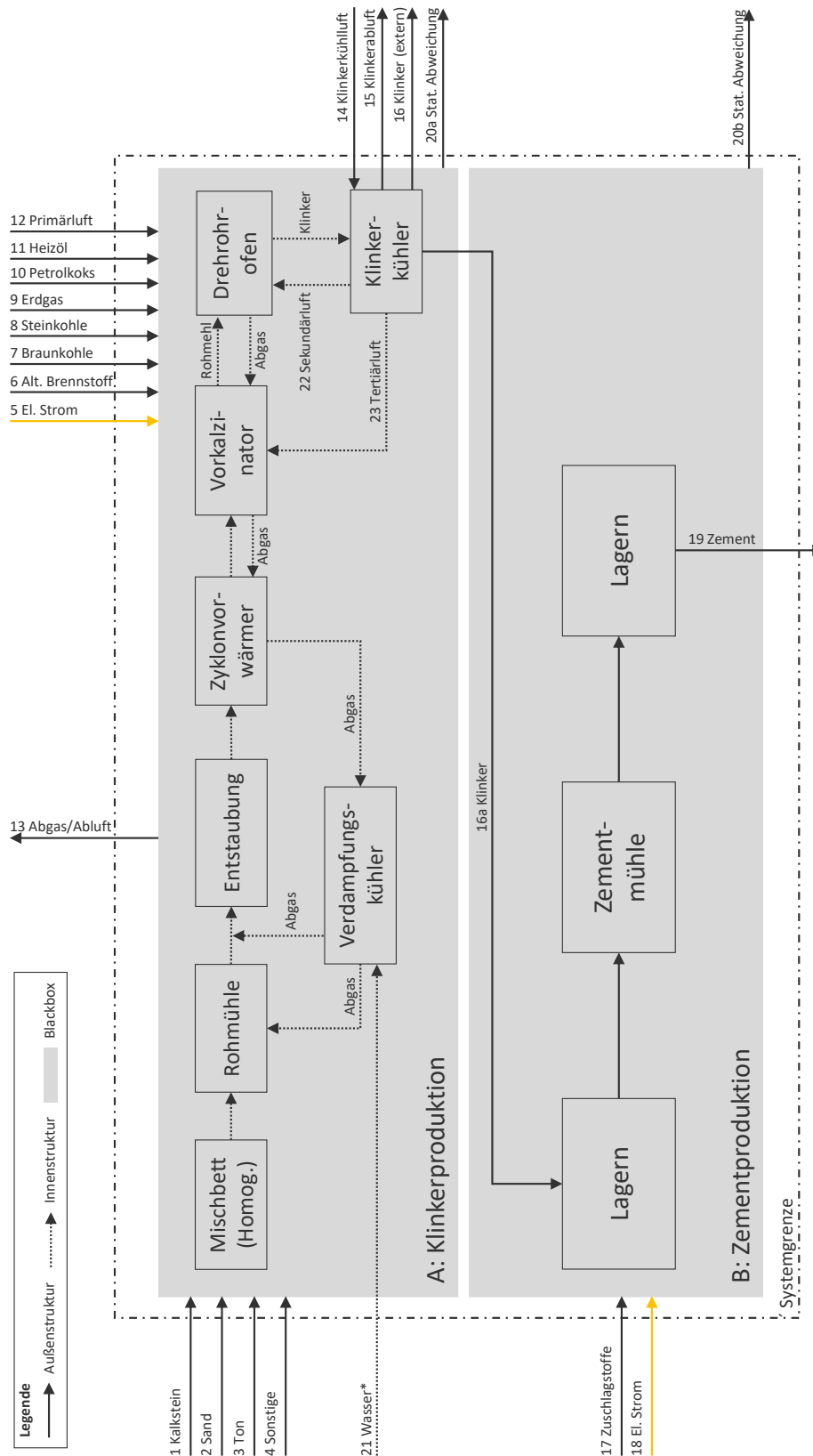
3.6.1.2 Definition der Systemgrenze

Die Definition der Systemgrenze des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement erfolgt in Anlehnung an Kourti et al. (2013) / BREF CLM. Dabei liegt der Fokus auf der Produktion von Zement in integrierten Zementwerken im Trockenverfahren (s. Abbildung 3-35).

In Anlehnung an Kourti et al. (2013) / BREF CLM besteht der gegenwärtige Produktionsprozess zur Herstellung von Zement in integrierten Zementwerken im Trockenverfahren aus den zwei Teilsystemen A: Klinkerproduktion und B: Zementproduktion. Die Klinkerproduktion umfasst die Prozessschritte Mischbett, Rohmühle, Entstaubung, Zyklonvorwärmer, Vorkalzinator, Drehrohrofen und Klinkerkühler. Der zentrale Prozessschritt der Zementproduktion ist die Zementmühle.

Die Aufgliederung des gegenwärtigen Produktionsprozesses in die Klinker- und Zementproduktion erfolgte in direkter Abstimmung mit den zuständigen Fachgebieten im Fachbereich III des Umweltbundesamts. Im Anschluss wurde die Aufgliederung der zwei Teilsysteme in Experteninterviews mit Vertretern aus der Zementindustrie diskutiert. Dabei wurde die geplante Aufteilung – mit Blick auf die Zielsetzung der vorliegenden Untersuchung – als sinnvolle Aggregation bestätigt.

Abbildung 3-35: Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

3.6.1.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Für die im Rahmen dieser Arbeit geplanten Analysen werden zunächst Sachbilanzen für die charakteristischen Produktionsprozesse erstellt. Primäre Datengrundlage sind die Umweltdaten des Vereins Deutscher Zementwerke e. V. (VDZ 2010).

Die Grundlage für den Rohstoffeinsatz bieten die Angaben des VDZ. Dabei wurden für die Erstellung der Sachbilanzen die Primärdaten (inkl. Aufschlüsselung in Klinker- und Zementproduktion) zur Verfügung gestellt (Massenströme 1, 2, 3, 4, 16a und 17). Ebenso wurden die eingesetzten Energieträger auf Basis der Daten des VDZ bestimmt (Massenströme 6 bis 11 und Energieströme 5 und 18).

Mit Blick auf die Klinkerproduktion eines integrierten Zementwerks gibt es in Deutschland drei wesentliche Konfigurationen. (1) Die Klinkerproduktion deckt exakt den Klinkerbedarf. (2) Es wird mehr Klinker produziert, als für die Zementproduktion erforderlich. Der Überschuss wird an Zementmahlwerke verkauft oder (in geringen Mengen) exportiert. (3) Die Klinkerproduktion deckt nicht den Bedarf, sodass zusätzlich Klinker zugekauft wird. Für die vorliegende Analyse wird der Bundesdurchschnitt ermittelt. Auf Basis der Angaben in Brunke (2017) wird abgeschätzt, dass etwa 22,7 % des in Deutschland produzierten Klinkers in Zementmahlwerken verarbeitet oder exportiert wird. Unter Berücksichtigung des Klinkerfaktors der deutschen Zementindustrie in Höhe von $0,74 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ wird eine gesamte Klinkerproduktion der integrierten Zementwerke von $0,96 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ bestimmt, wobei die für Dritte (andere Zementmahlwerke oder Export) bestimmte Klinkerproduktion $0,22 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ beträgt.

Mittels Verbrennungsanalyse wurde der erforderliche Luftdurchsatz des Drehrohrofens bestimmt.^{xx} Dabei wurde die Annahme getroffen, dass ca. 12 % der erforderlichen Verbrennungsluft als Primärluft und 88 % als Sekundär- und Tertiärluft (vorgewärmte Verbrennungsluft aus dem Klinkerkühler) bereitgestellt wird. Die Klinkerkühlerabluft wurde auf Basis der Aussagen in den Experteninterviews abgeschätzt (Hinweis Experteninterview: $1,0 \text{ bis } 1,2 \text{ m}^3_{\text{N}}/\text{kg}_{\text{Klinker}}$). Somit ergibt sich die Klinkerkühlluft aus der Massenbilanz des Klinkerkühlers.

Die Berechnung des Abgasmassenstroms erfolgt unter Berücksichtigung der Verbrennungsanalyse sowie des ausgetriebenen Kohlendioxids (Annahme: $398 \text{ kg CO}_2/\text{t}_{\text{Zement}}^{\text{xxi}}$) gemäß VDZ (2010).

Die Massenströme 20a und 20b wurden anhand einer Massenbilanz für die Teilsysteme A: Klinkerproduktion und B: Zementproduktion bestimmt.

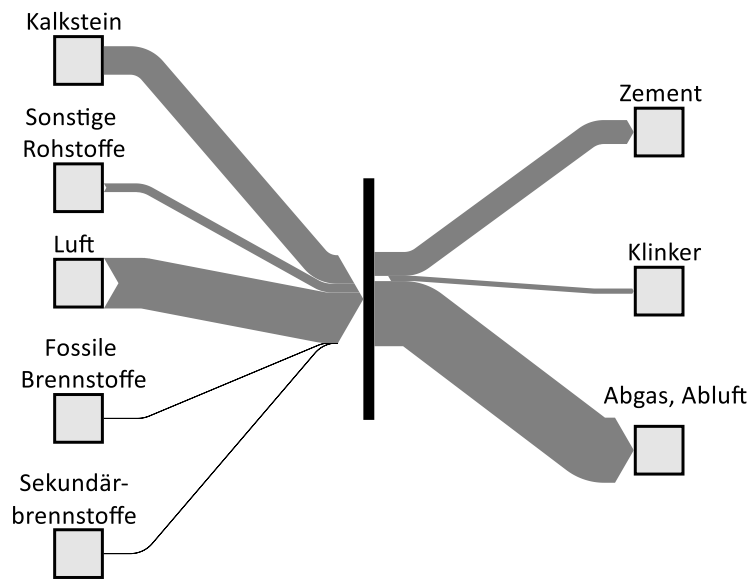
Es gilt: $\sum \text{eintretende Massenströme} = \sum \text{austretende Massenströme}$.

Im Anhang 8.7 (Tabelle 8-17) ist die Sachbilanz des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren dokumentiert. Die Abbildung 3-36 zeigt die aggregierte Massenbilanz in Form eines Sankey-Diagramms.

^{xx} Aufgrund fehlender Angaben zu in den Prozess eintretender Falschlufmengen im Bereich des Drehrohrofens, Vorwärmers oder Kalzinators wurden diese in der Berechnung vernachlässigt.

^{xxi} Hierbei handelt es sich um die rohstoffbedingten CO₂ Emissionen, die bei der Entsäuerung des Kalksteins anfallen.

Abbildung 3-36: Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Tabelle 3-49 fasst den spezifischen Endenergieverbrauch (spezifischer Stromverbrauch sowie spezifischer Brennstoffeinsatz) differenziert nach fossilen Brennstoffen und Sekundärbrennstoffen sowohl für den gesamten Produktionsprozess, als auch für die Teilsysteme A: Klinkerproduktion und B: Zementproduktion zusammen

Tabelle 3-49: Spezifischer Endenergieverbrauch (spezifischer Stromverbrauch sowie spezifischer Brennstoffeinsatz) für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren

	Einheit	Gegenwärtiger Produktionsprozess (Σ A und B)	A: Klinkerproduktion	B: Zementproduktion
El. Strom ¹⁾	GJ/t _{Zement}	0,4	0,2	0,2
Brennstoffe ¹⁾	GJ/t _{Zement}	2,9	2,9	-
- Fossile ¹⁾	GJ/t _{Zement}	1,1	1,1	-
- Sekundäre ^{1,2)}	GJ/t _{Zement}	1,8	1,8	-

¹⁾ Daten basierend auf (VDZ 2010)

²⁾ Zu den gemessenen am Energieeinsatz in 2010 relevantesten Sekundärbrennstoffen zählen gemäß VDZ (2010) Reifen (8,7 %), Altpapier/Pappe (4,6 %), Kunststoffe (18,1 %), Textil- und Industrieabfälle (32,4 %), Tiermehle und -fette (6,2 %), Aufbereitete Fraktionen aus Siedlungsabfällen (9,9 %), Klärschlamm (9,5 %) u. v. a. m.

Neben den Massenströmen sind für die exergetische Analyse auch die Temperaturen relevant. Mit Blick auf den definierten Produktionsprozess betrifft dies die Temperatur des Abgases, die Temperatur der Klinkerabluft sowie die Temperatur des Klinkers. Tabelle 3-50 fasst die zugrunde gelegten Temperaturen zusammen.

Tabelle 3-50: Angenommene Temperaturen für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren

Nr.	Name	Temperatur [°C]	Quelle
13	Abgas/Abluft (am Kamin)	120	1)
15	Klinkerabluft	275	1)
16a	Klinker	140	1)

1) VDI (2094)

3.6.2 Zukünftige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine Analyse der (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse im Jahr 2050. Die Analyse baut dabei auf den Ergebnissen der Ist-Analyse für das Basisjahr 2010 auf (s. Abschnitt 3.6.1). Folglich liegt der Fokus der Untersuchung weiterhin auf der Herstellung von Zement im Trockenverfahren (integrierte Zementproduktion). Die Beschreibung der Analysen erfolgt dabei – in Anlehnung an die Struktur des Abschnitts 3.6.1 – in drei Abschnitten. Einleitend erfolgt im Abschnitt 3.6.2.1 eine Kurzbeschreibung der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse. Anschließend werden im Abschnitt 3.6.2.2 die Systemgrenzen der Analyse definiert. Es folgt eine Charakterisierung der Sachbilanzen im Abschnitt 3.6.2.3.

3.6.2.1 Kurzbeschreibung der Produktionsprozesse

Im Rahmen der Analyse der Zementindustrie werden zwei mögliche zukünftige Produktionsprozesse betrachtet (vgl. Tabelle 3-1). Dies sind zwei Varianten von integrierten Zementwerken mit Oxy-Fuel. In der ersten Variante wird der Sauerstoff durch eine Luftzerlegungsanlage (LZA) bereitgestellt. In der zweiten Variante wird stattdessen eine Elektrolyse zur Sauerstoffbereitstellung genutzt. Dabei werden der bei der Elektrolyse anfallende Wasserstoff sowie das mittels Oxy-Fuel abgeschiedene CO₂ durch Methanisierung zur Herstellung von synthetischem Methan genutzt. Die zwei genannten möglichen zukünftigen Produktionsprozesse werden im Folgenden in Kürze beschrieben. Die Beschreibung der Produktionsprozesse basiert im Wesentlichen auf den folgenden Artikeln:

- ▶ IEA GHG (2008): *CO₂ Capture in the Cement Industry*. IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEA GHG), Stoke Orchard, 2008.
- ▶ ECRA (2009): *Technical Report. ECRA CCS Project – Report about Phase II*. Hrsg.: European Cement Research Academy GmbH (ECRA), Düsseldorf, 2009.
- ▶ Carrasco-Maldonado et al. (2016): *Oxy-fuel combustion technology for cement production – State of the art research and technology development*. In International Journal of Greenhouse Gas Control (45), pp. 189-199. DOI: 10.1016/j.ijggc.2015.12.014

Das Oxy-Fuel-Verfahren beschreibt grundsätzlich die Verbrennung mit reinem Sauerstoff (bspw. anstelle von Umgebungsluft). Dadurch können einerseits höhere Verbrennungstemperaturen erreicht werden. Andererseits besteht der Abgasstrom der Verbrennung aus nahezu reinem Kohlendioxid (Verbrennung von Methan: $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$). Dies bietet die Möglichkeit, das Kohlendioxid abzuscheiden (Carbon-Capture-Storage, CCS) oder stofflich zu nutzen (Carbon-Capture-Utilization, CCU). Für die Zementindustrie werden in ECRA (2009) vier unterschiedliche Verfahrenskonfigurationen – basierend auf den Ausführungen in IEA GHG (2008) – beschrieben. Hier werden sowohl der Vorkalzinator als auch der Drehrohrofen und Kühler mit einem Gemisch aus Sauerstoff und CO₂-haltigem Abgas betrieben. Für die vorliegende Analyse liegt der Fokus auf dem Full-Oxy-Fuel-Verfahren. Für weiterführende Informationen sei an dieser Stelle auf ECRA (2009) verwiesen.

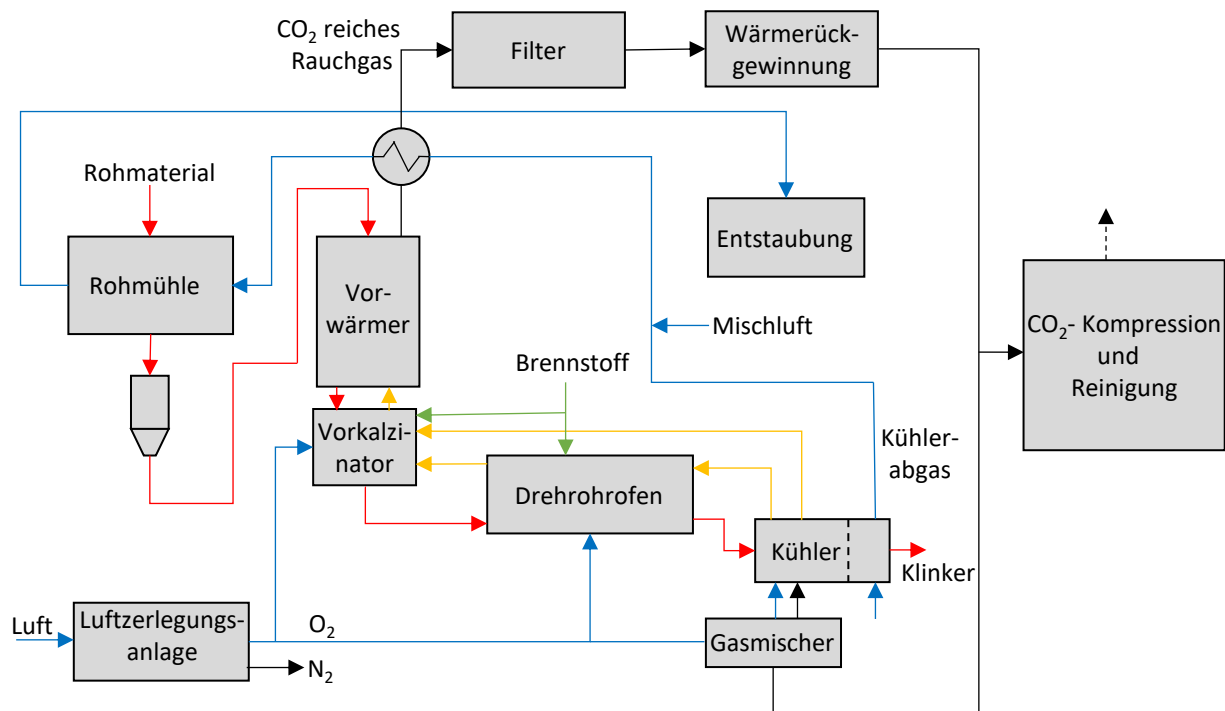
Der grundsätzliche Aufbau des Produktionsprozesses bleibt bei dem beschriebenen Full-Oxy-Fuel-Verfahren unverändert (s. Abschnitt 3.6.1.1). Im Folgenden werden die wesentlichen Unterschiede beschrieben. Die Änderungen betreffen dabei ausschließlich das Teilsystem A: Klinkerproduktion. Das Teilsystem B: Zementproduktion bleibt unverändert bestehen.

Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage

Abbildung 3-37 zeigt den schematischen Aufbau eines möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement mit Oxy-Fuel-Verfahren und Luftzerlegungsanlage. Zunächst wird im Gegensatz zum gegenwärtigen Produktionsprozess ein zweistufiger Klinkerkühler eingesetzt. In der ersten Stufe wird der Klinker mit einem Sauerstoff-Abgas-Gemisch abgekühlt. In der zweiten Kammer des Klinkerkühlers wird der Klinker mit Umgebungsluft weiter abgekühlt. Die Aufteilung des Kühlers in

zwei separate Kammern ist notwendig, um CO₂-Emissionen innerhalb der Kühlerabluft zu verhindern. Analog zum gegenwärtigen Produktionsprozess wird das vorgewärmte Sauerstoff-Abgas-Gemisch (erste Kühlkammer) als Sekundär- und Tertiärluft zur Verbrennung eingesetzt. Während nach der Verbrennung ein Teil des CO₂-haltigen Abgasstroms aus dem Zyklonvorwärmer mit reinem Sauerstoff aus der Luftzerlegungsanlage vermischt wird und erneut als Kühlluft in der 1. Kammer des Klinkerkühlers fungiert, wird ein weiterer Teil des Abgases zur CO₂-Abscheidung geleitet und das Kohlenstoffdioxid abgeschieden. Außerdem wird die thermische Energie des CO₂-haltigen Abgases mittels Wärmetauscher genutzt um die Klinkerkühlerabluft (aus der 2. Kühlkammer) vorzuwärmen, welche dann zur Trocknung in der Rohmühle eingesetzt wird.

Abbildung 3-37: Schematische Darstellung des Full-Oxy-Fuel-Verfahrens zur Klinkerproduktion im Trockenverfahren mit Luftzerlegungsanlage zur Sauerstoffbereitstellung



Quelle: eigene Abbildung basierend auf (ECRA 2009)

Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel, Elektrolyse und Methanisierung

Bei der integrierten Zementproduktion mit Oxy-Fuel und Luftzerlegung wird der benötigte Sauerstoff durch eine Luftzerlegungsanlage bereitgestellt. Im Gegensatz zur Variante Oxy-Fuel mit Luftzerlegung wird der Sauerstoff bei der integrierten Zementproduktion mit Oxy-Fuel, Elektrolyse und Methanisierung durch eine Elektrolyse bereitgestellt ($2H_2O \rightarrow 2H_2 + O_2$). Der dabei entstehende Wasserstoff wird unter Verwendung des abgeschiedenen Kohlendioxids zu synthetischem Methan verarbeitet und als Energieträger eingesetzt ($4H_2 + CO_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$). Ziel ist es, den Prozess so zu skalieren, dass komplett auf den Einsatz fossiler Energieträger verzichtet werden kann. Dies führt dazu, dass mehr Sauerstoff produziert wird, als für die Klinkerproduktion benötigt wird. Abgesehen von Elektrolyseur und Methanisierungseinheit ist der grundsätzliche Aufbau des Produktionsprozesses identisch zur Variante mit Luftzerlegung.

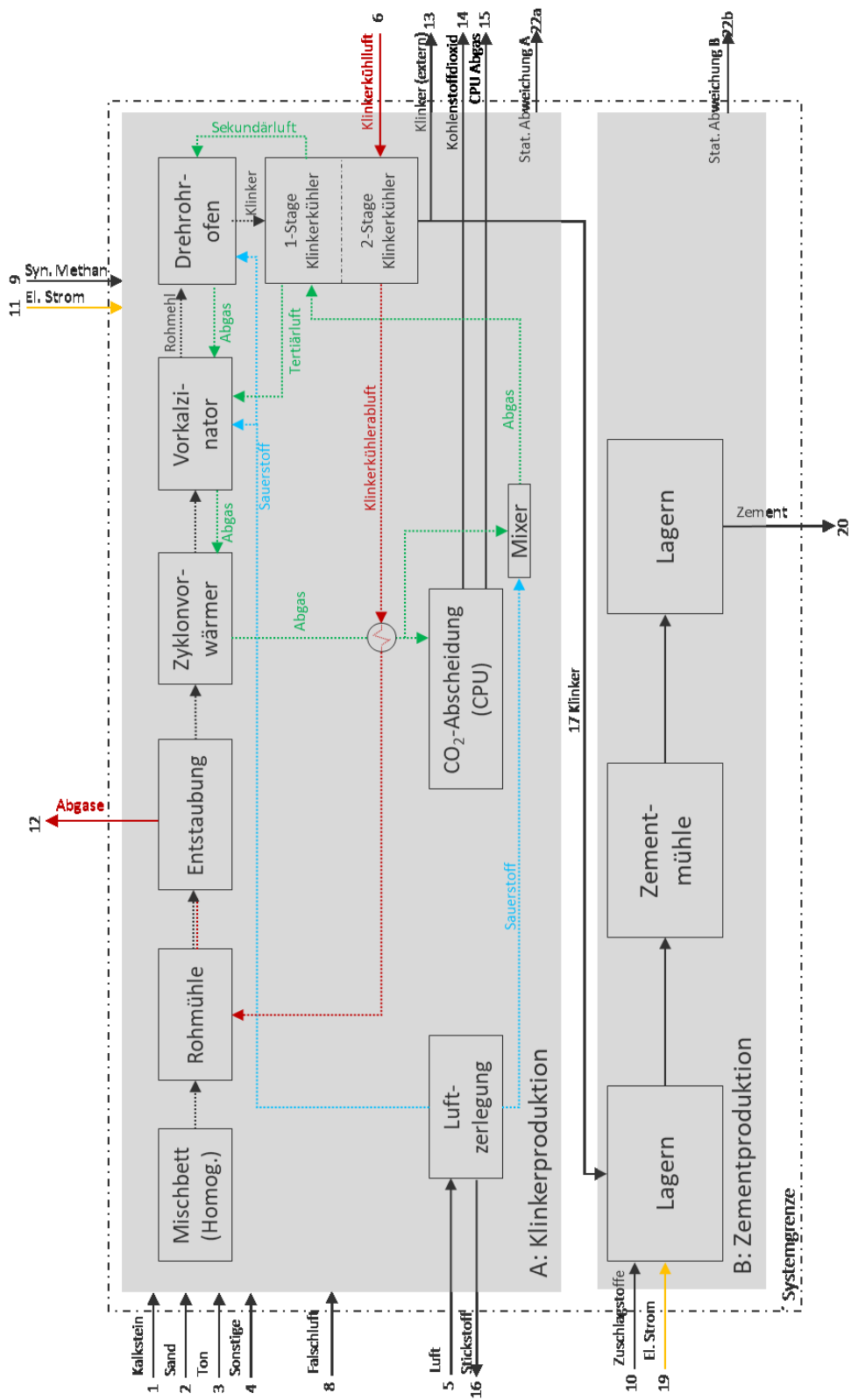
3.6.2.2 Definition der Systemgrenze

Die Definition der Systemgrenzen für die zukünftigen Produktionsprozesse basiert auf den Ausführungen zur Ist-Analyse (s. Abschnitt 3.6.1). So wird basierend auf der Charakterisierung eines integrierten Zementwerks (vgl. Abbildung 3-35) in diesem Abschnitt die Variante **Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage** als möglicher zukünftiger Produktionsprozess analysiert. Die Systemgrenze der Variante mit Elektrolyse und Methanisierung ist im Anhang 8.7 (s. Abbildung 8-12) dokumentiert.

Der zukünftige Produktionsprozess besteht – analog zum gegenwärtigen Produktionsprozess – aus den zwei Teilsystemen A: Klinkerproduktion und B: Zementproduktion. Die Klinkerproduktion umfasst ergänzend zu den Prozessschritten Mischbett, Rohmühle, Entstaubung, Zyklonvorwärmer, Vorkalzinator, Drehrohrofen und 2-stufiger Klinkerkühler eine Luftzerlegungsanlage zur Sauerstoffbereitstellung und eine Reinigungs- und Kompressionsanlage (engl.: CPU, Compression and Purification Unit) zur CO₂-Abscheidung.

Die Aufgliederung der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse in die Klinker- und Zementproduktion sowie die Definition der einzelnen Prozessschritte in den Teilsystemen A: Klinkerproduktion und B: Zementproduktion erfolgte in direkter Abstimmung mit dem zuständigen Fachgebiet im Fachbereich III des Umweltbundesamts. Des Weiteren wurde die Aufgliederung in Rahmen von Experteninterviews mit Vertretern der Zementindustrie diskutiert.

Abbildung 3-38: Fließbild des definierten möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage



Quelle: eigene Abbildung, Struktur Teilsystem A entnommen aus (ECRA 2009)

3.6.2.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Analog zur Ist-Analyse sind für die zukünftigen Produktionsprozesse zunächst konsistente Sachbilanzen zu erstellen. Die Massenströme des definierten zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren können zunächst den Kategorien Rohstoffe und Energieträger zugeordnet werden.

In Umweltbundesamt (2014a) sinkt der Klinkerfaktor der deutschen Zementindustrie bis 2050 aufgrund der Annahme einer starken deutschen Forschungslandschaft von $0,74 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ auf $0,6 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$. Dadurch wird Zementklinker eingespart und in gleicher Menge werden alternative Zementbestandteile zusätzlich eingesetzt, wodurch sich die betroffenen spezifischen Massenströme entsprechend verändern. Dies betrifft die spezifischen Massenströme 1 bis 4, 10, 13 und 17 (vgl. Abbildung 3-38). Für die zukünftigen Produktionsprozesse 2050 wird angenommen, dass sich die Zusammensetzung der Inputrohstoffe und damit auch deren exergetischer Anteil entsprechend des Klinkerfaktors ebenfalls geringfügig verändert.

An dieser Stelle soll angemerkt werden, dass eine neue noch zu veröffentlichende Studie des Umweltbundesamtes aus dem Jahr 2018 basierend auf Szenario-Analysen zu zukünftigen Zementsorten beispielsweise aufgrund des Wegfalls von Hüttensand aus der Stahlindustrie und Flugasche von einem höheren Klinkerfaktor ausgeht. Im Rahmen des Projektabschlussworkshops werden diese Werte vom VDZ als realistischer angesehen. Dem Konsortium lag diese Studie bei der Bearbeitung der Arbeitspakete jedoch nicht vor. Da der Fokus der exergetischen Analyse im Projekt ein Technologievergleich ist (siehe Kapitel 2.1), also die Abschätzung der Wirkung einer veränderten Prozessführung auf die spezifischen Indikatoren (Exergie, THG Emissionen etc.), ist dies jedoch nicht erheblich relevant, da der Klinkerfaktor für alle betrachteten zukünftigen Produktionsprozesse konstant gehalten wird. Die Wirkung und Kernaussagen der veränderten Prozessführung können damit weiterhin herausgearbeitet werden.

Mit Blick auf die Energieträger wird in den zukünftigen Produktionsprozessen anstelle des angenommenen Energieträgermixes des gegenwärtigen Prozesses nur regenerativ erzeugtes synthetisches Methan für die Verbrennung eingesetzt. Dabei wird in Bezug auf den Brennstoffbedarf für die Klinkerproduktion die Annahme getroffen, dass dieser durch die Oxy-Fuel-Variante nicht beeinflusst wird, da eine Zufeuerung und dadurch zusätzliche Treibhausgasemissionen vermieden werden sollen (kein Mehrverbrauch an thermischer Energie nach Carrasco-Maldonado et al. 2016).

Die spezifischen Massenströme Klinkerkühlluft, Falschluff und Abgase sind den Massenbilanzen in ECRA (2009) entnommen und entsprechend des prognostizierten Klinkerfaktors von $0,6 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ skaliert^{XXII}.

Zur Bestimmung des Kohlenstoffdioxid-Abgasstromes werden die prozess- und energiebedingten CO₂-Emissionen unter Zuhilfenahme der gegebenen Massenströme in ECRA (2009) berechnet. Dabei wird nach Carrasco-Maldonado et al. (2016) ein Abgasstrom mit 95 % CO₂-Reinheit und ein Mittelwert von 94,5 % für die Abscheidungseffizienz der Reinigungs- und Kompressionsanlage (CPU) angenommen. Der bei der Abscheidung anfallende Massenstrom an Abgas aus der CPU bestehend aus Stickstoff, Argon, Sauerstoff, Wasser (nach Burgers et al. (2013)) geht aus diesen Berechnungen mit hervor. In ECRA (2009) wird davon ausgegangen, dass das abgeschiedene CO₂ direkt im Zementwerk komprimiert wird und die CPU mit einem Druck von etwa 100 bar verlässt, sodass es dann mittels CCS oder CCU gespeichert bzw. genutzt werden.

In Anbetracht der Analyse möglicher standörtlicher Kombinationen in Kapitel 4, die auch die stoffliche Nutzung von CO₂ aus dem Abgas vorsieht, wird der energetische Aufwand für die Kompression des

^{XXII} Alle Angaben von Massenströmen aus ECRA wurden entsprechend skaliert, da in ECRA ein gegenwärtiger Klinkerfaktor von $0,7 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ verwendet wurde. Für das Jahr 2050 wurde in diesem Projekt der Klinkerfaktor nach Umweltbundesamt (2014a) zu $0,6 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ angenommen.

CO₂ für beide zukünftigen Prozesse nicht innerhalb der Bilanzgrenze mit bilanziert. Die Bilanzierung dieses Aufwandes erfolgt dann in Kapitel 4 bei der Betrachtung der Kombinationsformen. Dort wird der Aufwand für die Kompression des CO₂ der jeweiligen Kombinationsform zugeordnet. Diese Vorgehensweise hat methodische Gründe. Würde der energetische Aufwand direkt hier in der Bilanzgrenze zugeordnet, dann wäre eine Kombinationsform, die das komprimierte CO₂ aus dem Zementwerk nutzt immer vorteilhaft. Es würde nämlich für die Kombinationsform immer ein exergetischer Mehrwert für das stoffliche CO₂ verbucht werden, jedoch würde diesem Mehrwert kein Mehraufwand für Kompression und Transport des Mediums gegenüberstehen, da dieser Aufwand schon beim Produktionsprozess direkt verbucht wäre.

Die Massenströme 22a und 22b wurden anhand einer Massenbilanz für die Teilsysteme A: Klinkerproduktion und B: Zementproduktion bestimmt.

Es gilt: $\sum \text{eintretende Massenströme} = \sum \text{austretende Massenströme}$.

Für die **Variante mit Luftzerlegungsanlage** wird der spezifische Luftbedarf und der spezifische Stickstoffmassenstrom anhand des Sauerstoffbedarfs aus ECRA (2009) bestimmt. Dabei wird für die Luftzerlegungsanlage nach Pfaff et al. (2008) eine Sauerstoffreinheit von 99,5 % und eine Sauerstoffrückgewinnungsrate^{XXIII} von 97,85 % angenommen. Der elektrische Gesamtenergiebedarf steigt nach Carrasco-Maldonado et al. (2016) aufgrund der zusätzlichen Energieverbraucher wie Luftzerlegungsanlage und Kompressions- und Reinigungseinheit (CPU) auf etwa das Doppelte an (+104 %). Der Strombedarf für die Kompression ist in ECRA (2009) mit 0,125 kWh pro kg CO₂ quantifiziert^{XXIV}. Entsprechend steigt der spezifische Strombedarf der Klinkerproduktion aufgrund der Luftzerlegungsanlage auf 89 kWh/t_{Zement} an. Der Strombedarf der Zementproduktion bleibt mit 47 kWh/t_{Zement} unverändert (Tabelle 8-18). Eine Zusammenstellung der getroffenen Annahmen als Grundlage für die Erstellung der Sachbilanzen für die Variante Oxy-Fuel mit Luftzerlegung ist in Tabelle 3-51 zu sehen.

Tabelle 3-51: Angenommene Prozessparameter für den zukünftigen Produktionsprozess mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren

	Full Oxy-Fuel-Verfahren mit Luftzerlegung	Quelle
Elektrischer Energieverbrauch (im Vergleich zum konventionellen Prozess, pro t _{Zement})	+ 104 %	1)
Thermischer Energieverbrauch (im Vergleich zum konventionellen Prozess, pro t _{Klinker})	± 0 %	1)
CO ₂ -Abscheidungseffizienz der CPU	94,5 %	1)
O ₂ -Rückgewinnungsrate der Luftzerlegungsanlage	97,85 %	2)

1) Carrasco-Maldonado et al. (2016); 2) Pfaff et al. (2008)

^{XXIII} Nach Pfaff et al. 2008 wird die Sauerstoffrückgewinnungsrate (engl.: *oxygen recovery rate*) definiert als das Verhältnis der molaren Sauerstoff-Durchflussrate des Sauerstoffproduktes, welches die Luftzerlegungsanlage verlässt, zu dem, dass mit der zu verarbeitenden Luft in die Einheit eintritt. Eine Sauerstoffrückgewinnungsrate von 100% würde ein völlig sauerstoff-freies Stickstoffprodukt bedeuten, während eine Rate von 50 % in einem verdoppelten Luftdurchsatz bei gleicher Sauerstoffproduktionsmenge resultiert.

^{XXIV} Im zusätzlichen elektrischen Energieverbrauch sind laut ECRA (2009) auch Anlagen zur Umwelterhaltung wie Entschwefelung und SCR mitinbegriffen. Die angenommenen NO_x und SO_x Konzentrationen im CO₂-haltigen Abgasstrom werden in ECRA (2009) zu <150 ppm und <100 ppm angenommen. Laut Fachexperten des VDZ beträgt der Anteil des elektrischen Energieeinsatzes für Anlagen zur Umweltreinigung etwa 5 % und kann damit im Vergleich zum dominierenden Stromverbrauch der LZA vernachlässigt werden.

Bei der **Variante mit Elektrolyse und Methanisierung** (s. Abbildung 8-12) wird der Wasserbedarf der Elektrolyse anhand der benötigten Brennstoffmenge bestimmt. Ziel ist es, dass die Produktion komplett auf den Einsatz fossiler Energieträger verzichtet. Dies führt dazu, dass mehr Sauerstoff produziert wird, als für die Klinkerproduktion benötigt wird. Der abgeschiedene spezifische Kohlendioxidmassenstrom ergibt sich aus dem gesamt abgeschiedenen Kohlenstoffdioxid sowie dem benötigten Kohlenstoffdioxid für die Methanisierung. Aufgrund der nötigen Elektrolyse und Methanisierung steigt bei diesem Verfahren der Strombedarf der Klinkerproduktion stark an ($1534 \text{ kWh/t}_{\text{Zement}}$). Im Anhang 8.7 (Tabelle 8-18) ist die Sachbilanz der zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren dokumentiert.

3.6.3 Bewertungsindikatoren

Unter Verwendung der dargestellten Sachbilanzen der definierten gegenwärtigen und möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement erfolgt die Bestimmung der im Abschnitt 2.1 definierten Bewertungsindikatoren.

Energetisch

Tabelle 3-52 fasst die energetischen Bewertungsindikatoren für den definierten gegenwärtigen sowie die möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren zusammen. Bei einer Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses in 2050 sinken sowohl der spezifische Primär- als auch Endenergiebedarf. Dies ist zum einen auf den angenommenen reduzierten Klinkerfaktor von $0,6 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ zurückzuführen, wodurch der für die Verbrennung nötige Bedarf an Erdgas^{xxv} und der Strombedarf in der Klinkerproduktion sinken. Zum anderen wird - wie in Kapitel 3.1.2 beschrieben - von einem vollständig dekarbonisierten Stromsektor im Jahr 2050 ausgegangen, was zu einer Reduktion des spezifischen Primärenergieverbrauchs führt (Primärenergiefaktor von Strom sinkt von 2,8 auf 1).

Für die Variante Oxy-Fuel mit Luftzerlegungsanlage steigt der spezifische Primärenergieverbrauch im Vergleich zum fortgeführten gegenwärtigen Produktionsprozess auf $4,6 \text{ GJ/t}_{\text{Zement}}$. Wie in Abschnitt 3.6.2 beschrieben, wird zwar der Brennstoffbedarf durch das Oxy-Fuel-Verfahren nicht beeinflusst, die Reduktion des Klinkerfaktors auf $0,6 \text{ t}_{\text{Klinker}}/\text{t}_{\text{Zement}}$ senkt jedoch den für die Verbrennung nötigen Bedarf an synthetischen Methan. Durch den höheren Primärenergiefaktor von synthetischem Methan (1,74, siehe Tabelle 8-2) im Vergleich zu Erdgas steigt der Primärenergieverbrauch an Brennstoff jedoch auf $4,0 \text{ GJ/t}_{\text{Zement}}$ (im Vergleich zum fortgeführten gegenwärtigen Prozess in 2050 mit $2,6 \text{ GJ/t}_{\text{Zement}}$ PEV). Durch den Einsatz der Luftzerlegungsanlage steigt der Endenergieverbrauch an Strom auf $0,5 \text{ GJ/t}_{\text{Zement}}$ an (im Vergleich zum fortgeführten gegenwärtigen Prozess mit $0,4 \text{ GJ/t}_{\text{Zement}}$ EEV Strom). Da für die Betrachtung der möglichen standörtlichen Kombinationsformen zur Nutzung des CO_2 -Abgasstromes in Kapitel 4 von einer Kompression des transportierten CO_2 am Abnahmestandort (Olefinwerk) ausgegangen wird, ist der Stromverbrauch für die CPU hierbei nicht miteingerechnet.

^{xxv} Zu berücksichtigen ist hierbei, dass als Brennstoff für den fortgeführten gegenwärtigen Prozess in 2050 Erdgas angenommen wird, während der angenommene Energieträgermix für den gegenwärtigen Prozess 2010 (Industrieabfall, Kohle, Erdgas, etc.) aus den Daten des VDZ entstammt. Für die beiden zukünftigen Oxy-Fuel Verfahren wird von synthetischem Methan als Brennstoff ausgegangen.

Tabelle 3-52: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren

Indikator	Einheit	Herstellung von Zement im Trockenverfahren		Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel (in 2050)	
		in 2010*	in 2050**	Luftzerlegungsanlage	Elektrolyse
Spez. PEV	GJ/t _{Zement}	4,4	2,9	4,6	5,7
Spez. EEV	GJ/t _{Zement}	3,3	2,7	2,8	5,7

*Klinkerfaktor für 2010 von 0,74 t_{Klinker}/t_{Zement} nach VDZ

**Klinkerfaktor von 0,6 t_{Klinker}/t_{Zement} für alle Prozesse in 2050 aus Gründen der Vergleichbarkeit (nach Umweltbundesamt (2014a))

Für die betrachtete Oxy-Fuel-Variante mit Elektrolyse und Methanisierung sind der spezifische Primär- und Endenergieverbrauch identisch bei 5,7 GJ/t_{Zement}, da ausschließlich elektrischer Strom eingesetzt wird. Ein Fremdbezug weiterer fossiler Energieträger ist nicht notwendig. Im Vergleich zur Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses kommt es zu einem deutlichen Anstieg des spezifischen Primär- und Endenergieverbrauch.

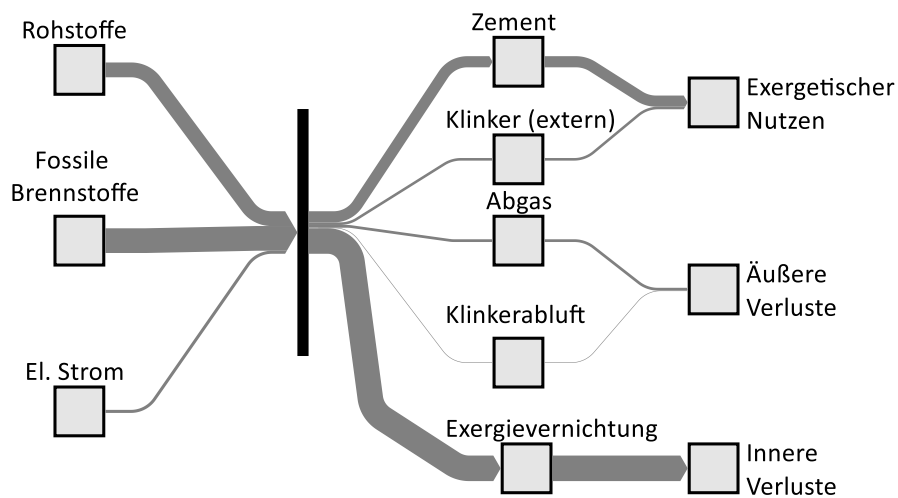
Exergetisch

Abbildung 3-39 zeigt exemplarisch die aggregierte Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren. Die Summe der eingesetzten Rohstoffe und Energieträger stellt den exergetischen Aufwand dar. Ausgangsseitig ist die Zuordnung der unterschiedlichen Exergieströme zu den Kategorien Nutzen, äußere Verluste und innere Verluste dargestellt. Gemäß den Ausführungen im Abschnitt 2.1 zu den methodischen Grundlagen der exergetischen Bewertung entspricht der **Nutzen** der Exergie des jeweils hergestellten Produkts, im Falle der Zementproduktion also des hergestellten Zements sowie der überschüssigen Klinkerproduktion. Als **äußere Verluste** werden alle ausgangsseitigen Exergieströme klassifiziert, die kein Produkt darstellen. Dies sind im Falle der Herstellung von Zement die anfallenden Abgase und die Klinkerabluft sowie für die möglichen zukünftigen Produktionsprozesse das abgeschiedene Kohlendioxid, das CPU Abgas, der Stickstoff, der Sauerstoff und die Wasserverluste. Die **inneren Verluste** werden, wie in Abschnitt 2.1 beschrieben, rein bilanziell ermittelt. Sie beschreiben beispielsweise Umwandlungsverluste, Wärmeverluste am Ofen oder nicht genutzte Abwärmeströme.

Es gilt: $\sum \text{innere Verluste} = \sum \text{Aufwand} - \sum \text{Nutzen} - \sum \text{äußere Verluste}$

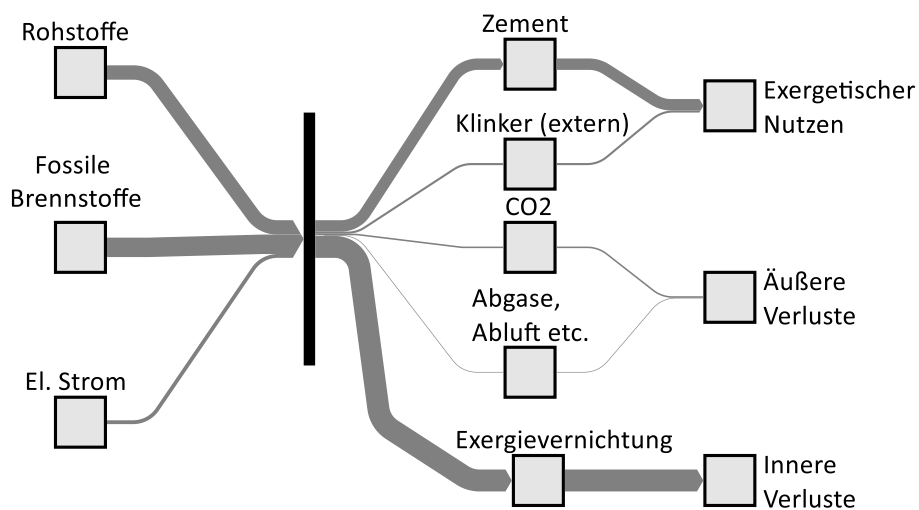
Ein Vergleich der Exergiebilanz (Abbildung 3-39) mit der Massenbilanz (Abbildung 3-36) zeigt, dass die (fossilen) Brennstoffe in der Massenbilanz nahezu keine Rolle spielen. Im Gegensatz dazu sind diese in der Exergiebilanz die auf Seiten der eintretenden Exergieströme relevanteste Größe. Dies ist auf die große chemische Exergie von Brennstoffen (i. W. Reaktionsanteil) im Vergleich zu den eingesetzten Rohstoffen zurückzuführen. Elektrischer Strom spielt in der Exergiebilanz des gegenwärtigen Produktionsprozesses noch eine untergeordnete Rolle. Dies ändert sich in den betrachteten zukünftigen Produktionsprozessen, da ein deutlicher Anstieg des Strombedarfs für die Luftzerlegung und insbesondere für die Elektrolyse anfällt.

Abbildung 3-39: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Abbildung 3-40: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Tabelle 3-53 fasst die exergetischen Bewertungsindikatoren des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren in 2010, dessen Fortführung in 2050 sowie der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement mit Oxy-Fuel zusammen. Der exergetische Wirkungsgrad des gegenwärtigen Produktionsprozesses beträgt 32,2 %. Insgesamt werden innerhalb des Produktionsprozesses 60,1 % der Exergie vernichtet. Dies erfolgt durch Umwandlungsverluste oder nicht genutzte Abwärmeströme. Der äußere Verlustgrad (anfallende Abgase und die Klinkerabluft) des gegenwärtigen Zementwerkes beträgt 7,7 %.

Bei der Fortführung des gegenwärtigen Prozesses in 2050 kommt es aufgrund des reduzierten Klinkerfaktors zu einer Erhöhung des exergetischen Wirkungsgrades auf 36,2 %, da sowohl der Rohstoff-

als auch der Brennstoffeinsatz und der Strombedarf in der Zementklinkerproduktion sinken. Im Vergleich hierzu liegt der exergetische Wirkungsgrad der Oxy-Fuel-Variante mit Luftzerlegung aufgrund der erhöhten Stromverbrauchs für die LZA geringfügig darunter (35,0 %), während der exergetische Wirkungsgrad der Oxy-Fuel-Variante mit Elektrolyse und Methanisierung – insbesondere auf Grund des hohen Stromverbrauchs der Elektrolyse – mit 22,5 % deutlich niedriger ist. Für Letztere ist aufgrund der Umwandlungsverluste in der Elektrolyse- und Methanisierungsanlage auch der innere Verlustgrad deutlich höher (74,7 %). Betrachtet man den äußeren Verlustgrad der beiden zukünftigen Prozesse, so fällt auf, dass dieser im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess geringer ist. Obwohl hier auch äußere Verluste in Form von abgeschiedenem Kohlendioxid, CPU Abgas, Stickstoff, Sauerstoff und Wasser anfallen weisen diese Abfallprodukte jedoch eine geringere Exergiebilanz auf. Der äußere Verlustgrad des zukünftigen Prozesses mit Elektrolyse ist mit 2,8 % geringer als bei dem Prozess mit Luftzerlegungsanlage, da hier ein großer Teil des abgeschiedenen CO₂ für die Methanisierung wiederverwendet wird.

Bei der Analyse möglicher standörtlicher Kombinationen mit anderen Industriebranchen in Kapitel 4 ist für die beiden zukünftigen Oxy-Fuel Verfahren die stoffliche Nutzung des CO₂ aus dem Abgas vorgesehen. Berücksichtigt man das abgeschiedene CO₂ aus den Oxy-Fuel Verfahren daher nicht als Verlust, sondern als nutzbares Produkt noch innerhalb der Bilanzgrenze des Zementwerkes, so wirkt sich dies positiv auf den exergetischen Wirkungsgrad aus. Für das Verfahren mit Luftzerlegungsanlage und das Verfahren mit Elektrolyse erhöht sich der exergetische Wirkungsgrad auf 39,1 % bzw. 24,3 %.

Für die exergetische Betrachtung ist zu berücksichtigen, dass für das Verfahren mit Luftzerlegungsanlage der exergetische Aufwand für die Herstellung des genutzten synthetischen Methans nicht mit bilanziert worden ist. Würde dies geschehen, dann läge der exergetische Wirkungsgrad für dieses Verfahren unter dem Wirkungsgrad des Verfahrens mit Elektrolyse und Methanisierung. Dies liegt daran, dass das synthetische Methan ebenfalls über eine Elektrolyse und anschließend zusätzlich mit einer Methanisierung hergestellt werden müsste (zusätzlich zur LZA für die Sauerstoffbereitstellung).

Tabelle 3-53: Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren

Indikator	Einheit	Herstellung von Zement im Trockenverfahren		Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel (in 2050)	
		in 2010*	in 2050**	Luftzerlegungsanlage	Elektrolyse
Exerg. Wirkungsgrad	%	32,20	36,24	35,01	22,49
Innerer Verlustgrad	%	60,06	56,41	59,30	74,74
Äußerer Verlustgrad	%	7,74	7,34	5,69	2,76

*Klinkerfaktor für 2010 von 0,74 $t_{\text{Klinker}}/t_{\text{Zement}}$ nach VDZ

**Klinkerfaktor von 0,6 $t_{\text{Klinker}}/t_{\text{Zement}}$ für alle Prozesse in 2050 aus Gründen der Vergleichbarkeit (nach Umweltbundesamt (2014a))

Ergänzend zu einer exergetischen Analyse auf Ebene der Produktionsprozesse erfolgt im Folgenden die exergetische Analyse der Teilsysteme. Dabei wird für die Klinkerproduktion die Exergie des produzierten Klinkers und für die Zementproduktion die Exergie des produzierten Zements als exergetischer Nutzen definiert. Im Basisjahr 2010 stellen sich folgende exergetische Wirkungsgrade der Teilsysteme sowie des gesamten Produktionsprozesses ein:

- ▶ Gesamter Produktionsprozess: 32,2 %
- ▶ A: Klinkerproduktion: 29,5 %

► B: Zementproduktion: 87,2 %

Somit zeigt sich, dass die größten exergetischen Ineffizienzen im Bereich der Klinkerproduktion vorzufinden sind. Demgegenüber ist die Zementproduktion vergleichsweise effizient. Dies ist auf hohen Exergiegehalt der eingangseitigen Roh- und Brennstoffe in der Klinkerproduktion im Vergleich zum niedrigen Exergiegehalt des ausgangseitigen Klinkers zurückzuführen. Eine Steigerung des exergetischen Wirkungsgrads des Produktionsprozesses ist beispielsweise durch eine Reduktion des Klinkerfaktors und infolgedessen einer Erhöhung der Zuschlagstoffe möglich.

Ökologisch

Aufbauend auf den Sachbilanzen (s. Anhang 8.7: Tabelle 8-17 und Tabelle 8-18) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentierten Emissionsfaktoren werden die spezifischen Treibhausgasemissionen ermittelt (s. Tabelle 3-54). Bei der Herstellung von Zement fallen sowohl energie- als auch prozessbedingte Emissionen an. Die spezifischen CO₂-Emissionen des gegenwärtigen Produktionsprozesses betragen 562 kg CO₂/t_{Zement} (der VDZ beziffert die CO₂-Emissionen in 2010 mit 575 kg CO₂/t_{Zement}^{XXVI}; VDZ 2010). Die prozessbedingten Emissionen in 2010 werden mit 398 kg CO₂ je Tonne Zement ($\cong$ 538 kg CO₂ je Tonne Klinker) bewertet (VDZ 2010). Insbesondere die prozessbedingten CO₂-Emissionen bei der Kalksteinentsäuerung fallen zwar nach wie vor für die Prozesse im Jahr 2050 an, diese sind aufgrund des gesunkenen Klinkereinsatzes durch den reduzierten Klinkerfaktor von 0,6 t_{Klinker}/t_{Zement} mit 323 kg CO₂/t_{Zement} allerdings geringer im Vergleich zu 2010. Durch die im Rahmen dieser Analyse unterstellte Dekarbonisierung der Elektrizitätswirtschaft kommt es bei einer Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses bis ins Jahr 2050 ceteris paribus zu einer Reduktion der spezifischen CO₂-Emissionen auf 454 kg CO₂/t_{Zement} (323 kg CO₂/t_{Zement} prozessbedingt und 131 kg CO₂/t_{Zement} thermisch bedingt durch den Erdgaseinsatz).

Tabelle 3-54: Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren

Indikator	Einheit	Herstellung von Zement im Trockenverfahren		Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel (in 2050)	
		in 2010*	in 2050**	Luftzerlegungsanlage	Elektrolyse
Spez. THGE	kgCO ₂ -Äq./t _{Zement}	563	454 ^{XXVII}	323 ^{XXVIII}	323 ^{XXIX}
Spez. CO ₂	kgCO ₂ /t _{Zement}	562	454	323	323

*Klinkerfaktor für 2010 von 0,74 t_{Klinker}/t_{Zement} nach VDZ

**Klinkerfaktor von 0,6 t_{Klinker}/t_{Zement} für alle Prozesse in 2050 aus Gründen der Vergleichbarkeit (nach Umweltbundesamt (2014a))

Aufgrund der Annahme einer für das Zieljahr 2050 dekarbonisierten Elektrizitätswirtschaft (Emissionsfaktor el. Strom in 2050: 0 kg CO₂/MWh_{el}), fallen auch keine CO₂-Emissionen durch den höheren

^{XXVI} Dies stellt die Summe der thermisch bedingten CO₂ Emissionen, also direkten CO₂ Emissionen aus der Verbrennung aller Brennstoffe (ohne biogene Anteile), sowie der elektrisch und rohstoffbedingten CO₂ Emissionen dar.

^{XXVII} Falls im fortgeführten gegenwärtigen Zementherstellungsprozess 2050 anstelle von Erdgas regenerativ erzeugtes synthetisches Methan als Brennstoff eingesetzt wird, fallen nur noch prozessbedingte CO₂-Emissionen in Höhe von 323 kg CO₂/t_{Zement} an.

^{XXVIII} Die Angabe von 323 kg CO₂/t_{Zement} stellt die prozessbedingten CO₂ Emissionen aus der Kalksteinentsäuerung dar. Geht man davon aus, dass das im Oxy-Fuel Verfahren abgeschiedene CO₂ durch CCU oder CCS technisch dauerhaft gebunden wird, so wäre dieses Zementherstellungsverfahren bilanziell treibhausgasneutral.

^{XXIX} Für die Variante Elektrolyse und Methanisierung sei zu erwähnen, dass die tatsächlich die Systemgrenze verlassenden prozessbedingten CO₂-Emissionen geringer ausfallen, wenn die interne Nutzung des abgeschiedenen CO₂ zur Methanisierung mit berücksichtigt wird (etwa 143 kgCO₂/t_{Zement} für die Methanisierung).

Strombedarf von Luftzerlegungsanlage und Elektrolyse an. Für die Variante mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage wird zwar weiterhin Brennstoff in Form von synthetischem Methan benötigt. Da hierbei jedoch von regenerativ erzeugtem Syngas ausgegangen wird (siehe Kapitel 3.1.2), fallen hierfür keine CO₂-Emissionen an. Insbesondere die prozessbedingten CO₂-Emissionen bei der Kalksteinentsäuerung fallen wie oben bereits erwähnt nach wie vor bei beiden zukünftigen Varianten an (323 kg CO₂/t_{Zement}). Im Gegensatz zum gegenwärtigen Produktionsprozess liegt jedoch ein Abgasstrom mit einem sehr hohen CO₂-Anteil vor, der eine CO₂-Abscheidung ermöglicht. Das abgeschiedene Kohlenstoffdioxid kann wahlweise gespeichert (CCS) oder genutzt (CCU) werden. Für die Variante Elektrolyse und Methanisierung sei zu erwähnen, dass die tatsächlich die Systemgrenze verlassenden prozessbedingten CO₂-Emissionen geringer ausfallen, wenn die interne Nutzung des abgeschiedenen CO₂ mitberücksichtigt wird.

Mit Blick auf die Eignung von Oxy-Fuel als Klimaschutzmaßnahme sind insbesondere im Hinblick auf die prozessbedingten Emissionen zwei unterschiedliche Konstellationen zu betrachten. (1) Der im Kalkstein natürlich gebundene Kohlenstoff (C-Quelle) wird durch die Oxy-Fuel-Variante abgeschieden und könnte anschließend beispielsweise durch CCS gespeichert werden. So kommt es weder zu einer Reduktion noch zu einem Anstieg der CO₂-Konzentration in der Atmosphäre. (2) Der im Kalkstein natürlich gebundene Kohlenstoff (C-Quelle) wird durch die Oxy-Fuel-Variante abgeschieden und anschließend stofflich genutzt (beispielsweise durch CCU). Nach beliebig vielen Nutzungszyklen des Kohlenstoffs erfolgt eine Freisetzung in Form von Kohlendioxid in die Atmosphäre. Es kommt zu einer anthropogenen, d. h. menschengemachten, Erhöhung der CO₂-Konzentration in der Atmosphäre. Dennoch kann die stoffliche Nutzung des Kohlenstoffs zu einer Reduktion der CO₂-Emissionen (im Zweifelsfall aber nicht dauerhaft) führen. Dies ist beispielsweise der Fall, wenn die in der Zementindustrie anfallenden – zu diesem Zeitpunkt technisch unvermeidbaren – prozessbedingten CO₂-Emissionen anschließend als Rohstoff in der chemischen Industrie zur Herstellung von Methanol (vgl. Abschnitt 3.3) eingesetzt werden und dadurch beispielsweise Naphtha zur Herstellung von Olefinen verdrängt wird.

Somit kann CCU in der Zementindustrie solange einen Beitrag zum Klimaschutz leisten, bis alternative Verfahren zur vollständigen Vermeidung der CO₂-Emissionen zur Verfügung stehen. Dennoch ist darauf hinzuweisen, dass CCU in der Zementindustrie nicht zu einer Treibhausgasneutralität führt. Vor dem Hintergrund einer bis 2050 angestrebten Treibhausgasneutralität kann CCU lediglich als Brückentechnologie betrachtet werden. Kann das CO₂ technisch dauerhaft gebunden werden (die Analyse möglicher Pfade zur dauerhaften Bindung von CO₂ ist nicht Teil dieser Arbeit), so wäre diese Zementherstellung bilanziell treibhausgasneutral.

Energiekosten

Mittels der Sachbilanzen (s. Anhang 8.7: Tabelle 8-17 und Tabelle 8-18) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-5) dokumentierten Energieträger- und CO₂-Zertifikatspreisen werden die spezifischen Energiekosten für den definierten gegenwärtigen und die zukünftigen sowie die Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement berechnet. Tabelle 3-55 zeigt den Vergleich der spezifischen Energiekosten für die vier bewerteten Produktionsprozesse. Für das Basisjahr 2010 werden keine Kosten für CO₂-Zertifikate angenommen, da die CO₂-Emissionen vollständig durch die kostenlos zugeteilten CO₂-Zertifikate gedeckt werden (s. Abschnitt 2.1). Die spezifischen Energiekosten, d. h. die Kosten für die Beschaffung von Endenergieträgern je produzierter Tonne Zement betragen für 2010 12 EUR/t_{Zement} und für den in 2050 fortgeführten gegenwärtigen Produktionsprozess mit Erdgas als Brennstoff 67 EUR/t_{Zement}. Im Jahr 2050 sind dabei die CO₂-Zertifikatspreise für die rohstoff- und brennstoffbedingten CO₂ Emissionen berücksichtigt. Bei dem zukünftigen Verfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage wird weiterhin externer Brennstoff zur Befeuerung des Drehrohrofens benötigt, wobei von einer Umstellung auf synthetisches Methan aus regenerativen Quellen ausgegangen wird. Hierdurch entfallen die Zertifikatskosten für die brennstoffbedingten Emissionen. Aufgrund des erhöhten Stromverbrauchs durch die Luftzerlegungsanlage und den damit verbundenen

Energiekosten, sowie der hohen Kosten für synthetisches Methan (10,50 Euro-ct/kWh nach Agora (2018)), steigen die gesamten spezifischen Energiekosten für das Oxy-Fuel Verfahren mit LZA um ca. 57 % (im Vergleich zum fortgeführten gegenwärtigen Prozess in 2050 und unter Berücksichtigung, dass dort noch Erdgas eingesetzt wird). Aufgrund des erhöhten Stromverbrauches für die Elektrolyse steigen die spezifischen Energiekosten für das zukünftige Verfahren mit Elektrolyse und Methanisierung um mehr als das Doppelte an. Da für dieses Verfahren synthetisches Methan über die interne Methanisierungsanlage bereitgestellt wird, setzen sich die Kosten allein aus den Stromkosten für die Elektrolyse und den Zertifikatskosten für die rohstoffbedingten CO₂-Emissionen zusammen.

Tabelle 3-55: Zusammenfassung der Energiekosten für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren

Indikator	Einheit	Herstellung von Zement im Trockenverfahren		Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel (in 2050)	
		in 2010*	in 2050**	Luftzerlegungsanlage	Elektrolyse
Spez. Energiekosten	EUR/t _{Zement}	12	67 ^{xxx}	105	161
- davon CO ₂ -Zertifikate	EUR/t _{Zement}	-	34	25	24
- davon Energieträger	EUR/t _{Zement}	12	33	80	137
Veränderung ¹⁾	%	-	-	+ 57	+ 140

¹ Veränderung: Abweichung zwischen Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses bis 2050 und dem (möglichen) zukünftigen Produktionsprozess im Jahr 2050

*Klinkerfaktor für 2010 von 0,74 t_{Klinker}/t_{Zement} nach VDZ

**Klinkerfaktor von 0,6 t_{Klinker}/t_{Zement} für alle Prozesse in 2050 aus Gründen der Vergleichbarkeit (nach Umweltbundesamt (2014a))

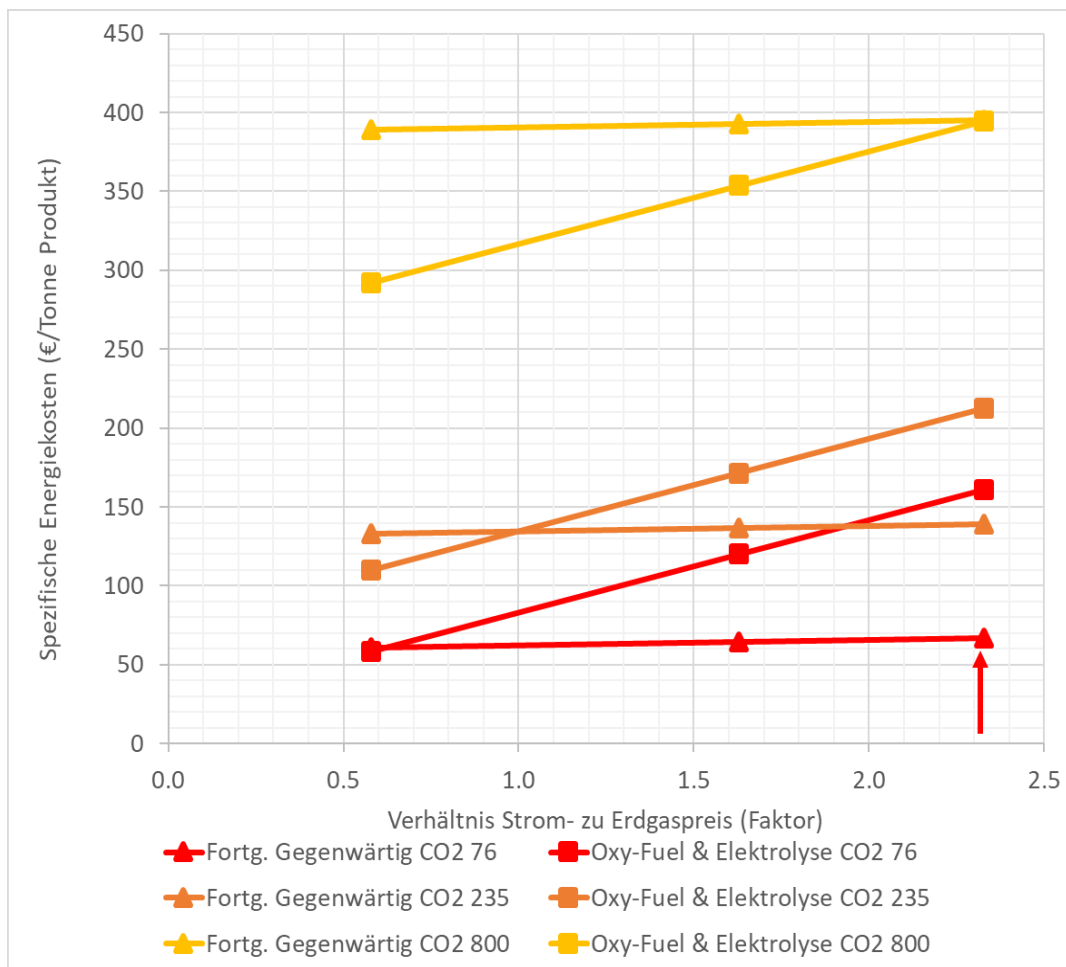
Die berechneten spezifischen Energiekosten sind abhängig von der in dieser Studie angenommenen Entwicklung der Energieträgerpreise (siehe Kapitel 2.1 und Kapitel 3.1.3). Die in dieser Studie verwendeten Energieträgerpreise für 2050 stellen Energieträgerpreisprojektionen dar, welche von Natur aus mit einer gewissen Unsicherheit behaftet sind. Für eine Betrachtung der zukünftigen Energiekosten wird daher zusätzlich eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, in welcher eine variierte Entwicklung der Energieträgerpreise angenommen wird. Für viele Branchen wurde bei der Betrachtung der zukünftigen Produktionsprozesse ein möglicher Wechsel von fossil basierten auf elektrizitätsbasierte Prozesse betrachtet, sodass bei einem Vergleich des gegenwärtigen Produktionsprozesses mit dem zukünftigen vor allem das Verhältnis der Preise von fossilen Energieträgern zum Strom eine entscheidende Rolle einnimmt.

Dies betrifft für die vorliegende Zementbranche nur den betrachteten zukünftigen Prozess mit Oxy-Fuel Verfahren, Elektrolyse und Methanisierung, welcher den gegenwärtigen erdgasbasierten Zementherstellungsprozess ersetzt. Daher wird im Folgenden eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, in welcher das Verhältnis von Strom- zu Erdgaspreis und die CO₂-Zertifikatspreise im Jahr 2050 variiert werden. In Abbildung 3-41 ist die entsprechende Sensitivitätsanalyse für drei CO₂-Zertifikatspreise (76, 235, 800 EUR/ t_{CO2}) visualisiert. Der rote Pfeil deutet die Lage der Relation für die in der Studie verwendeten Preisprojektionen an. Für diese Projektion (CO₂-Zertifikatspreis = 76 EUR/ t_{CO2}, Erdgas = 10,3 EUR/GJ, Strom = 24,0 EUR/GJ) sind die spezifischen Energiekosten des Prozesses Oxy-Fuel mit Elektrolyse etwa zweieinhalb Mal so hoch verglichen mit der Projektion des in 2050 fortgeführten gegenwärtigen Prozesses. Vergleichbare Kosten können bei diesem CO₂-Zertifikatspreis erst dann er-

^{xxx} Falls im fortgeführten gegenwärtigen Zementherstellungsprozess 2050 anstelle von Erdgas regenerativ erzeugtes synthetisches Methan als Brennstoff eingesetzt wird, entstehen spezifische Energiekosten in Höhe von 101 EUR/t_{Zement}.

reicht werden, wenn der Strompreis unter den Erdgaspreis fällt (etwa bei einem Strom-zu Erdgaspreisverhältnis von 0,6; Schnittpunkt der roten Kurven). Erst bei einem CO₂-Zertifikatspreis von etwa 235 EUR/t_{CO2} und wenn Strom- und Erdgaspreis auf einem vergleichbaren Niveau liegen, können vergleichbare Kosten erreicht werden (Schnittpunkt der orangenen Kurven). Bei höheren CO₂-Zertifikatspreisen können vergleichbare Kosten auch bei einem höheren Strom- zu Erdgaspreisverhältnis erreicht werden. Beim in dieser Studie angenommenen Strom- zu Erdgaspreis-Verhältnis würden die spezifischen Energiekosten des gegenwärtigen Produktionsprozesses bei einem CO₂-Preis von ca. 800 €/t_{CO2} die spezifischen Energiekosten des zukünftigen strombasierten Produktionsprozesses übersteigen.

Abbildung 3-41: Sensitivitätsanalyse der spezifischen Energiekosten im Jahr 2050 für das fortgeführte gegenwärtige und das zukünftige Zementherstellungsverfahren (Oxy-Fuel mit Elektrolyse und Methanisierung)



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

3.7 Herstellung von Glas

Seit 2005 ist die jährliche Glasproduktion in Deutschland auf ähnlichem Niveau geblieben. Die Produktion in Deutschland schwankte im Zeitraum von 2005 bis 2016 zwischen 6,8 Mio. t und 7,6 Mio. t pro Jahr. Im Jahr 2010 wurden in Deutschland etwa 7,3 Mio. t Glasprodukte produziert. Dies entsprach etwa 21 % der Glasproduktion in der Europäischen Union (EU-27). Der Endenergiebedarf der Glasindustrie in Deutschland betrug 67,5 PJ, was wiederum etwa 2 % des gesamten Endenergiebedarfes der deutschen Industrie entsprach. Die Glas- und Keramikindustrie wird insgesamt mit einer Energieintensität von über 10 MJ/Euro Bruttowertschöpfung zu den sogenannten energieintensiven Industrien gezählt.

Üblicherweise wird die Glasindustrie in fünf Branchen untergliedert. Die Zuordnung der jeweiligen Branchen zur Klassifikation der Wirtschaftszweige entsprechend statistischem Bundesamt ist in Tabelle 3-56 zusammengestellt. Zudem ist die Kategorisierung der Produktgruppen entsprechend des Bundesverbandes der Glasindustrie (BV Glas) den jeweiligen Wirtschaftszweigen zugeordnet.

Tabelle 3-56: Branchenaufteilung Glasindustrie

Branchenach THGND	Gruppen nach BV Glas e.V.	Wirtschaftszweig entsprechend Klassifikation der Wirtschaftszweige	Zuordnung in dieser Studie
Behälterglas	Herstellung von Hohlglas	WZ 2313: Herstellung von Hohlglas	Behälterglas
Kristall- und Wirtschaftsglas			
Flachglas	Herstellung von Flachglas	WZ 2311: Herstellung von Flachglas	Nicht betrachtet
	Flachglasveredelung und -bearbeitung	WZ 2312: Veredelung und Bearbeitung von Flachglas	Nicht betrachtet
Mineralfasern	Herstellung von Mineralfasern	WZ 2314: Herstellung von Glasfasern und Waren daraus	Nicht betrachtet
Gebrauchs- und Spezialglas	Herstellung von Gebrauchs- und Spezialglas	WZ 2319: Herstellung, Veredelung und Bearbeitung von sonstigem Glas einschließlich technischen Glaswaren	Nicht betrachtet

In dieser Studie wird aufgrund der vom Auftraggeber durchgeführten Eingrenzung der Industrieprozesse ausschließlich die Behälterglasbranche betrachtet. Zum Behälterglas gehören Getränkeflaschen und Gläser für Nahrungsmittel, Verpackungsgläser für Pharmazie und sonstige Verpackungsgläser. Im Jahr 2010 wurden 3,79 Mio. Tonnen Behälterglas hergestellt (BV Glas 2011).

3.7.1 Gegenwärtige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine Kurzbeschreibung der zur Herstellung von Glas eingesetzten Produktionsprozesse. Darauf aufbauend werden die Systemgrenze der Analyse sowie die ermittelten Sachbilanzen beschrieben.

3.7.1.1 Kurzbeschreibung der Prozesse

Glas ist ein Massenprodukt, welches in nahezu allen Bereichen der Wirtschaft Anwendung findet. Glas bezeichnet allgemein Stoffe, die sich im amorphen, nichtkristallinen Festzustand befinden. Der Glaszustand kann somit als eingefrorene, unterkühlte Flüssigkeit aufgefasst werden. Im engeren Sinn und im täglichen Sprachgebrauch bezieht sich Glas auf oxydische Schmelzprodukte, die durch Auskühlen bzw. Einfrieren in den festen Zustand gebracht werden (Schindler und Ronner 1999). Der diesbezüglich mengenmäßig wichtigste Rohstoff zur Herstellung von Glas ist Quarzsand (Siliziumdioxid). Weitere

wichtige Rohstoffe sind Soda oder Pottasche, die zum Absenken der Schmelztemperatur verwendet werden. Zudem werden Rohstoffe als Stabilisatoren eingesetzt, wie bspw. Kalkstein und Dolomit. Ferner werden eine Vielzahl weiterer Stoffe verwendet, um bestimmte Produkteigenschaften (Farbe, Klang usw.) zu erzielen. So kann bspw. durch Zugabe von Zink der Klang und die Klarheit des Glases eingestellt werden (Hirzel et al. 2017). Ein Großteil der Rohstoffe wird durch Recyclingmaterial (Fremdscherben) eingebracht, da dies den Energieverbrauch senkt.

Die Glasherstellung lässt sich in folgende Prozessschritte aufteilen: 1. Gemengebereitung, 2. Schmelzen und Läutern, 3. Formgebung, 4. Abkühlen und 5. Weiterverarbeitung. Aus energetischer Sicht sind dabei die ersten drei Schritte entscheidend, sodass der Fokus zur Analyse des Glasherstellungsprozesses in dieser Studie auf diesen Prozessschritten liegt.

Im ersten Schritt werden die Ausgangsstoffe entsprechend der Rezeptur in Silos gemischt. Das vermischte Gemenge wird anschließend über Förderbänder in die Glasschmelzwanne geleitet. Dabei werden in Behälterglaswerken in der Regel Altglas bzw. Eigenscherben hinzugegeben. Dies senkt den Energiebedarf in der Glasschmelzwanne, jedoch kann eine anteilige Beimischung von Altglas je nach Qualitätsanforderungen des zu produzierenden Glases beschränkt sein. Die beizumischenden Scherben sowie auch die anderen Ausgangsstoffe können vorgewärmt werden. Dies senkt ebenfalls den Energiebedarf in der Glasschmelzwanne. Zur Vorwärmung bietet sich das aus dem Abgasstrang des Glasschmelzofens tretende heiße Abgas an (Hirzel et al. 2017).

Im zweiten Schritt wird die Glasschmelze aus den Ausgangsstoffen hergestellt, durchmischt und zur Formgebung entnommen. Hierfür wird den Ausgangsstoffen zunächst Wärme zugeführt, so dass eine Schmelze entsteht. Durch Temperaturgradienten innerhalb der Schmelze findet zudem eine Durchmischung statt. Beide Schritte finden üblicherweise in Glasschmelzöfen statt, die in Hafen- und Wannenhöfen untergliedert werden. Für häufig wechselnde Glaszusammensetzungen, oder vergleichsweise kleinere Produktionsmengen werden eher diskontinuierlich betriebene Hafenöfen oder Tageswannen (Unterart der Wannenhöfen) eingesetzt. Für die Herstellung von Massengläsern, zu denen das Behälterglas gehört, werden kontinuierlich betriebene Wannenhöfen eingesetzt. Im Prinzip handelt es sich dabei um Wannen mit Gewölbedecke, die innen mit feuerfesten Materialien ausgekleidet sind. An den Wannen sind Brenner montiert, mit denen Erdgas oder Öl verbrannt wird. Die entstehenden Flammen streichen dabei dicht über die Ausgangsstoffe und schließlich das Glasbad hinweg und beheizen es so vorwiegend durch Wärmestrahlung. Das bei der Verbrennung entstehende Rauchgas wird über entsprechende Abzüge an der Wanne abgeleitet. Bei elektrisch beheizten Wannen werden elektrisch beheizte Metallstäbe für den Wärmeeintrag eingesetzt (Schindler und Ronner 1999). In Abhängigkeit der Lage von Flamme und Brenner unterscheidet man zwischen U-Flammenwannen und Querbrennerwannen. Darüber hinaus wird in der Regel vermerkt, ob eine Vorwärmung der Verbrennungsluft durch Regeneratoren oder Rekuperatoren erfolgt. Zudem gibt es noch Glasschmelzwannen, die statt mit Verbrennungsluft mit Sauerstoff betrieben werden (sogenannte Oxy-Fuel-Wannen). Des Weiteren werden auch elektrisch beheizte Wannen gesondert bezeichnet. Die gängigsten Konfigurationen von Glasschmelzwannen sind im Folgenden zusammenfassend aufgelistet: Querbrennerwanne mit regenerativer Luftvorwärmung (LUVO), U-Flammenwanne mit regenerativer Luftvorwärmung, Rekuperativwanne, Oxy-Fuel-Wanne und vollelektrische Glasschmelzwanne. In Deutschland erfasst die GLASSGLOBAL-Datenbank für die Herstellung von Behälterglas gegenwärtig 62 Öfen (OGIS GmbH). Die Aufteilung nach Konfiguration und Anteil an der Gesamtkapazität fasst Tabelle 3-57 zusammen. Dabei ist anzumerken, dass die Datenbank grundsätzlich nicht alle Anlagen enthalten muss, es handelt sich dabei jedoch um die umfangreichste bekannte Datenbank. Es ist zu erkennen, dass für die Behälterglasherstellung gegenwärtig vornehmlich U-Flammenwannen mit regenerativer Luftvorwärmung eingesetzt werden. Zusätzlich wird in den meisten Anlagen eine elektrische Zusatzheizung verwendet, welche im Schnitt einen Anteil von ca. 10% an der Schmelzleistung in der Schmelzwanne bereitstellt (Fleiter et al. 2013).

Tabelle 3-57: Verteilung der Glasschmelzwannen für Behälterglas in Deutschland (Stand 2015, aus O-GIS GmbH)

Wannentyp	Hohlglas	
	Anzahl	Anteil an Kapazität [%]
Querbrennerwanne mit regenerativer Luftvorwärmung	8	17%
U-Flammenwanne mit regenerativer Luftvorwärmung	50	76%
Rekuperativwanne	2	4%
Oxy-Fuel-Wanne	2	3%
Vollelektrische Glasschmelzwanne	-	-

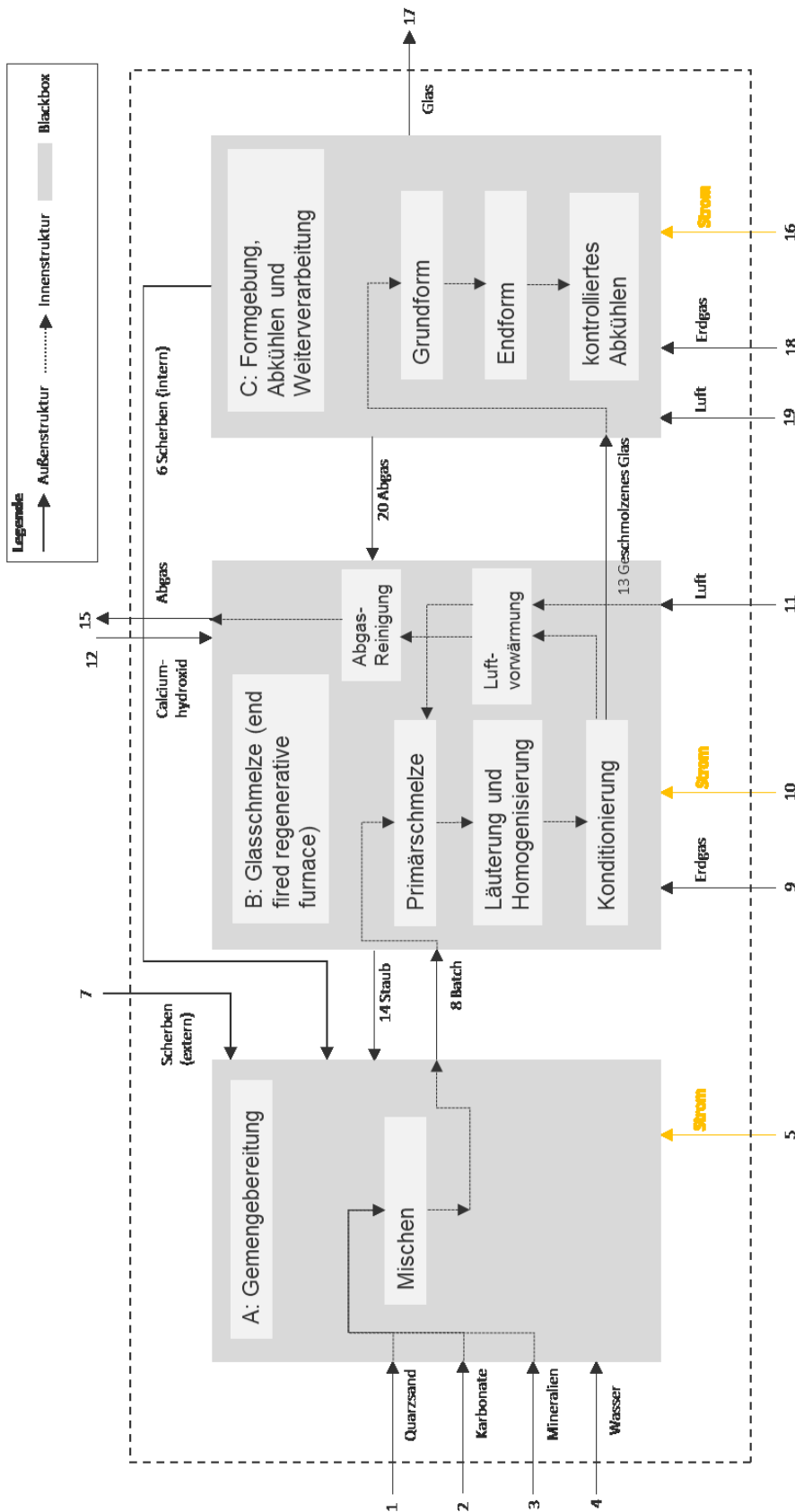
Das geschmolzene Glas gelangt im Anschluss an die Schmelzwanne in einen sog. Feeder, in welchem die Schmelze homogenisiert wird. Hierbei wird sichergestellt, dass die Glasschmelze eine konstante und einheitliche Temperatur und Viskosität aufweist, bevor sie zum nachfolgenden Prozessschritt der Formgebung übergeben wird. Der Feeder wird je nach Studie entweder dem Prozessschritt Schmelzen oder dem Prozessschritt Formgebung zugeordnet. In dieser Studie befindet sich der Feeder innerhalb des Teilsystems B: Glasschmelze.

Im dritten Schritt findet die Formgebung statt. Die Herstellungsverfahren für die Hohlglasherstellung lassen sich in mundgeblasene, maschinengeblasene, gepresste und geschleuderte Fertigung untergliedern (Neckermann und Wessels 1987). Für die Herstellung von Massengläsern wird die maschinengeblasene Fertigung eingesetzt, die drei prinzipielle Schritte erfordert. Diese sind das Vorformen, die Rückerwärmung und das Fertigblasen. Für das Vorformen muss zunächst die Menge des geschmolzenen Glases, die zur Herstellung eines Behältnisses erforderlich ist portioniert und einer Vorform zugeführt werden. Dies kann prinzipiell über Saug-, oder Speiseverfahren erfolgen. Bei Saugverfahren wird die notwendige Glasmenge durch Unterdruck von unten in die Vorform gesaugt. Bei Speiseverfahren werden Tropfenmaschinen verwendet. Dabei wird die Glasschmelze in die Maschine gegeben und durch Auslässe geführt. Die Auslässe werden dann periodisch geschlossen bzw. geöffnet, so dass Glas tropfen abgeführt werden. Die Glasmenge wird dabei über die Öffnungszeit der Auslässe eingestellt. In der Vorform wird anschließend ein noch rohes Behältnis (Kübel genannt) geformt. Bei der maschinengeblasenen Fertigung werden vier Prozessvarianten unterschieden: Blas-Blas, Press-Blas, Saug-Blas-Verfahren und Paste-Mould-(Drehform-)Verfahren. Die Verfahren werden in sogenannten Glasmaschinen technisch umgesetzt. Für die Herstellung von Hohlglas sind sogenannte IS (Individual Section)-Maschinen am gängigsten, die entweder nach dem Blas-Blas, oder dem Press-Blas-Verfahren arbeiten. Nach der Formgebung erfolgt ein kontrolliertes Abkühlen, das sicherstellt, dass Spannungsunterschiede durch unterschiedliche Abkühlgeschwindigkeiten zwischen Außen- und Innenwänden nicht zu Glasbruch oder Sprüngen führen.

3.7.1.2 Definition der Systemgrenzen

Die Abbildung 3-42 zeigt die Systemgrenze eines typischen gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Behälterglas. Die Definition der Systemgrenze erfolgt entsprechend der im Abschnitt 2.2 beschriebenen Methodik. Entsprechend wird ein Produktionsprozess zunächst in Teilsysteme untergliedert. Für einen typischen Produktionsprozess in der Behälterglasindustrie wird zwischen drei Teilsystemen unterschieden. Dies sind die Gemengebereitung (A), die Glasschmelze (B) sowie die Formgebung, Abkühlung und Weiterverarbeitung (C). Die Aufgliederung eines Produktionsprozesses in die Teilsysteme erfolgte in direkter Abstimmung mit den zuständigen Fachgebieten im Fachbereich III des Umweltbundesamts.

Abbildung 3-42: Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Behälterglas



Quelle: eigene Abbildung in Anlehnung an Scalet et al. (2013) / BREF GLS

3.7.1.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Zur Erstellung der Massenbilanzen werden die ein- und ausgehenden Massenströme berechnet und den jeweiligen Teilsystemen zugeordnet. Grundsätzlich müssen hierfür Massenbilanzen für die stoffliche Verwertung von Ausgangsmaterialien sowie Massenbilanzen für die energetische Verwertung von Energieträgern erstellt werden. Die Massenbilanzen für die stoffliche Verwertung von Ausgangsmaterialien werden primär auf Basis der Daten im BVT-Merkblatt (Scalet et al. 2013 / BREF GLS) erstellt. Zusätzlich wurden Informationen aus Fleiter et al. (2013) und VDI (2017) entnommen.

Energiebedarf

Für die Berechnung des Energiebedarfs dienen als Quellen die Angaben in Fleiter et al. (2013) und die Angaben im BVT-Merkblatt. Im BVT-Merkblatt ist in Tabelle 3.9 ein Energiebedarf von 6,5 GJ Brennstoff und 0,8 GJ Strom angegeben, was einem Gesamtenergieeinsatz von 7,3 GJ entspricht. Außerdem sind im BVT-Merkblatt die einzelnen Energieverbraucher mit jeweiligem prozentualen Energieverbrauch des Gesamtenergieeinsatzes dargestellt. Demnach entfallen auf den Brenner ca. 79 % der Gesamtenergie. In Tabelle 3.13 des BVT-Merkblatt ist der Energieverbrauch für die Schmelze allerdings mit 4,8 GJ angegeben. Was einem Energieverbrauch von ca. 66% entsprechen würde. In Fleiter et al. (2013) ist für die Schmelze ein Energiebedarf von 5,8 GJ Brennstoff und 1,4 GJ Strom angegeben. Der eingesetzte Strom wird hauptsächlich für den Einsatz der elektrischen Zusatzheizung verwendet. Für den Brenner wird ein Energiebedarf von insgesamt 5,4 GJ ausgewiesen. Dies entspricht einem Anteil von 75% am Gesamtbedarf und entspricht damit den Angaben im BVT-Merkblatt zur Aufteilung der einzelnen Energiebedarfe. Aus diesem Grund werden die Angaben von Fleiter et al. (2013) weiter verwendet um den Energiebedarf der einzelnen Prozesse zu ermitteln. Zusätzlich wird aus Fleiter et al. (2013) die Information verwendet, dass die benötigte Energie für die Schmelze zu 90% aus Gas und zu 10% aus Strom bereitgestellt wird. Die einzelnen Prozessschritte aus Abbildung 3.3 des BVT-Merkblattes (Scalet et al. 2013 / BREF GLS) werden den Energieträgern und Teilsystemen zugeordnet. Für den Energieverbraucher "Andere" wird angenommen, dass sich der Energieverbrauch gleichmäßig auf die drei Prozesse aufteilt. In Tabelle 3-58 ist die prozentuale Verteilung des Energiebedarfs während des gegenwärtigen Produktionsprozesses von Behälterglas dargestellt.

Tabelle 3-58: Aufteilung des gesamten Energieeinsatzes auf die einzelnen Prozessschritte der Glasherstellung nach Scalet et al. (2013) / BREF GLS

Energieeinsatz nach BVT-Merkblatt	Energieverbraucher	Teilsystem	Aufgeteilt auf die einzelnen Energieträger [%]	
			Strom	Gas
79%	Brenner	Glasschmelze	7,5	71,5
6%	Vorherd	Glasschmelze	-	6
4%	Luftkompressor	Formgebung und Abkühlen	4	-
2%	Formkühlung	Formgebung und Abkühlen	2	-
2%	Kühlofen	Formgebung und Abkühlung	-	2
7%	Andere	je 2,3% in alle Teilsysteme	5,8	1,2

Zusätzlich wurde der Energieverbrauch der Abgasreinigungsanlage mittels den Angaben aus Gitzhofer (2007) bestimmt. Dieser beträgt danach lediglich ca. 0,05 GJ/t_{Glas} und ist somit sehr gering gegenüber den restlichen Energieverbräuchen.

Scherben

Der Anteil an Scherben in der Glasherstellung beträgt nach der Mengenbilanz im BVT-Merkblatt (Scallet et al. 2013 / BREF GLS) ca. 40 %. Dies entspricht einer Menge von ca. 490 kg/t_{Glas}. Dieser Wert ist für die durchschnittliche deutsche Produktion allerdings zu gering. Nach Angaben aus dem nationalen Inventarbericht zum deutschen Treibhausgasinventar (2012) (Umweltbundesamt 2016a) und vorliegenden Anlagendaten wird ein Scherbenanteil von 60 % verwendet. Diese Scherben werden zum einen extern und zum anderen intern zugeführt. Die Menge der internen Scherben entspricht nach dem BVT-Merkblatt ca. 9 % der produzierten Glasmenge. Die restliche benötigte Menge an Scherben wird extern zugeführt.

Im Folgenden wird die Erstellung der Massenbilanzen der Prozessschritte erläutert. Im Anhang sind die Massenbilanzen der einzelnen Prozesse dargestellt. Innerhalb der Prozesse werden einzelne Massenbilanzen gebildet, welche in Summe die Massenbilanz des Produktionsprozesses bilden.

Gemengebereitung

In der Gemengebereitung werden die Inputrohstoffe zur Glasherstellung zum sogenannte Batch vermengt. Die Zusammensetzung des Glases für Behälterglas wird aus VDI (2017) entnommen. Die Anteile der einzelnen Stoffe sind in Tabelle 3-59 dargestellt.

Tabelle 3-59: Anteile einzelner Stoffe im Glas

Stoff	Min [%]	Max [%]	Durchschnitt [%]
SiO ₂	70,0	74	72,0
Al ₂ O ₃	1,0	2,5	1,8
Fe ₂ O ₃	0	0,6	0,4
CaO	9,5	11,5	10,5
MgO	1,5	2,8	2,2
Na ₂ O	11,5	12,8	12,2
K ₂ O	0,1	1	0,6
SO ₃	0,1	0,5	0,3

Diese stellen allerdings nur die Zusammensetzung des Glases nach der Schmelze und nicht die Zusammensetzung der Inputrohstoffe dar. Diese werden deshalb aus der Zusammensetzung des Glases und den Angaben bezüglich der Inputrohstoffe aus dem BVT-Merkblatt ermittelt. Dafür wird für jedes Element die jeweilige Menge an Mol im Glas berechnet. In der Glasschmelze reagieren Karbonate wie CaCO₃ zu CaO und CO₂. Durch die bekannte Menge an Mol des Kalziumoxids lässt sich somit die Masse an ursprünglichem CaCO₃ bestimmen. Dies wird für alle Karbonate berechnet, sodass sich die Zusammensetzung der Inputrohstoffe bestimmen lässt. Diese ist in Tabelle 3-60 dargestellt.

Tabelle 3-60: Zusammensetzung der Rohstoffe bei der Herstellung von Behälterglas

Stoff		Masse [kg]	Anteil [%]
Quarzsand	SiO ₂	279,5	59,9
Soda	Na ₂ CO ₃	82,7	17,7
Dolomit	CaMg(CO ₃) ₂	40,3	8,6
Kalk	CaCO ₃	39	8,4
Feldspat	CaAl ₂ Si ₂ O ₈	19,6	4,2
Kaliumcarbonat	K ₂ CO ₃	3,5	0,8
Natriumsulfat	Na ₂ SO ₄	2,1	0,5

Im BVT-Merkblatt beträgt der Anteil an Quarzsand (SiO₂) 61 %. Die vorhandenen Daten aus VDI (2017), welche Werte aus Deutschland enthalten, decken sich somit mit den Angaben des BVT-Merkblattes. In den weiteren Produktionsprozessen fällt Staub an, welcher in die Gemengebereitung zurückgeführt und somit dem Produktionsprozess wieder zugeführt wird.

Ein weiterer Inputstrom der Gemengebereitung ist Wasser. In der Behälterglasherstellung wird Wasser hauptsächlich zur Kühlung in einem geschlossenen Kreislauf verwendet. Lediglich in der Glasfritte wird Wasser aus der Bilanzgrenze hinausgeführt. Da dies aber in einem diskontinuierlichen Prozess erfolgt, wird für die dargestellte Prozessführung davon ausgegangen, dass das Wasser in einem geschlossenen Kreislauf innerhalb der Bilanzgrenze zirkuliert. Allerdings wird dem Batch ein gewisser Anteil an Wasser zur Befeuchtung zugeführt. Dadurch wird vor allem die Staubemission während des Transports verringert. Im BVT-Merkblatt ist dieser Anteil mit 0 - 4 % angegeben. Für die dargestellte Prozessführung wird von einem Anteil von 2 % ausgegangen.

Glasschmelze

Die Menge der benötigten Rohstoffe, welche zur Herstellung der gewünschten Menge an Behälterglas in die Schmelzwanne eingebracht werden muss, ergibt sich aus den Angaben des BVT-Merkblatt, nach welchem für 910 kg geschmolzenes Glas 990 kg Gemenge (engl. batch) benötigt werden. Die Differenz dieser beiden Massen sind vor allem die stofflichen CO₂-Emissionen der Glasschmelze. Diese werden über das Abgas abgeführt.

Die benötigte Energie für die Schmelze wird über Erdgas und Strom zugeführt. Die benötigte Menge an Erdgas ergibt sich anhand des benötigten Energiebedarfs und der Energiedichte von Erdgas. Zusätzlich wird für die Verbrennung Luft benötigt. Die benötigte Luftmenge wird mittels Verbrennungsanalyse berechnet.

Die Schadgase im Abgas der Glasschmelze werden in einer nachgeschalteten Abgasreinigungsanlage abgeschieden. Diese Schadgase sind vor allem SO₂, SO₃, HF, HCl und NO_x. Die Abgasreinigungsanlage besteht aus einer Sorptionsstufe und einer Filteranlage. Als Sorptionsmittel kommt bei der Abgasreinigungsanlage meistens Calciumhydroxid zum Einsatz. In Gitzhofer (2007) wird für eine Beispielanlage (mit gleicher Konfiguration wie die hier dargestellte) ein Sorptionsmittelbedarf von 0,61 g_{Ca(OH)₂}/m³Abgas angegeben. Für die dort dargestellte Konfiguration bedeutet das einen Sorptionsmittelbedarf von 1,23 kg_{Ca(OH)₂}/t_{Glas}.

Formgebung und Abkühlung

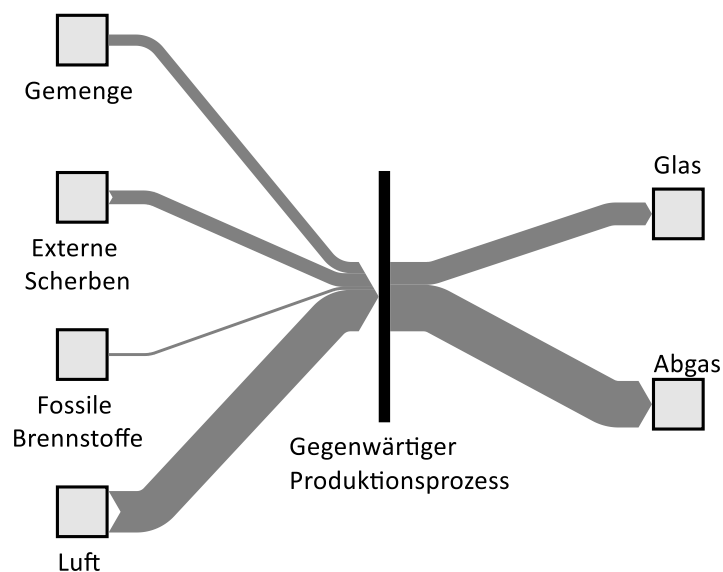
In der Formgebung wird als Energieträger lediglich Strom eingesetzt. Die Menge an eingesetztem Strom beträgt 0,744 kWh/t_{Glas}.

Bei der Behälterglasproduktion werden zur Veredelung der Produkte zusätzlich Zinnchlorid, Schwefeldioxid und Schwefeltrioxid eingesetzt. Da die eingesetzten Massen und die daraus resultierenden Emissionen allerdings im Vergleich zu den restlichen Mengen sehr geringe Massen aufweisen, werden diese für die weiteren Berechnungen vernachlässigt und nicht berücksichtigt. Gleiches gilt für die Menge an Luft, aus welcher Druckluft für die Formgebung der Glasbehälter erzeugt wird. Diese stellt für die exergetische Betrachtung eine untergeordnete Rolle dar und wird aus diesem Grund nicht weiter betrachtet. Der benötigte Energieeinsatz zur Herstellung der Druckluft ist von deutlich höherer Relevanz. Dieser Energieeinsatz ist in Form von zugeführtem Strom in der Bilanzierung berücksichtigt.

CO₂-Emissionen

Die CO₂-Emissionen der Glasherstellung bestehen aus prozessbedingten und energiebedingten Emissionen. Die energiebedingten CO₂-Emissionen entstehen direkt durch die Verbrennung des Erdgases und können über die Verbrennungsanalyse bestimmt werden. Die prozessbedingten Emissionen entstehen während des Schmelzvorgangs im Ofen aus den Karbonaten der eingesetzten Rohstoffe. Eine direkte Messung der prozessbedingten CO₂-Emissionen ist nicht möglich, da sich dieses Abgas mit dem Abgas der Verbrennung vermischt. Im Nationalen Inventarbericht zum Deutschen Treibhausgasinventar ist eine Methodik für die Berechnung der prozessbedingten CO₂-Emissionen dargestellt. Diese Berechnungslogik weist für das Jahr 2010 eine prozessbedingte CO₂-Emission von 67 kg_{CO2}/t_{Glas} aus. Zusammen mit den energiebedingten CO₂-Emissionen in Höhe von 325 kg_{CO2}/t_{Glas} aus der Verbrennung des Erdgases ergeben sich Gesamtemission von ca. 392 kg CO₂ pro Tonne hergestelltem Behälterglas.

Abbildung 3-43: Sankey-Diagramm der aggregierten Massenbilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Behälterglas



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Temperaturen

Die meisten Stoffe der Behälterglasherstellung treten mit Umgebungstemperatur in die einzelnen Prozessschritte ein. Die Temperatur der Abgase nach den Regenerativkammern beträgt nach VDI (2017) 450-550°C. Mit dieser Temperatur treten die Abgase in die Abgasreinigungsanlage ein. Am Ende der Abgasreinigungsanlage beträgt die Temperatur des Abgases 200°C. Nach den Angaben des BVT-Merkblatt hat das geschmolzene Glas nach Verlassen des Feeders eine Temperatur zwischen 900°C und 1200°C. Für die weiteren Berechnungen wird eine mittlere Temperatur von 1050°C angenommen.

3.7.2 Zukünftige Produktionsprozesse

Im Folgenden erfolgt eine Analyse der (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse im Jahr 2050. Die Analyse baut dabei auf den Ergebnissen der Ist-Analyse für das Basisjahr 2010 auf (s. Abschnitt 3.7.1). Folglich liegt der Fokus der Untersuchung weiterhin auf der Herstellung von Behälterglas. Die Beschreibung der Analysen erfolgt dabei – in Anlehnung an die Struktur des Abschnitts 3.7.1 – in drei Abschnitten. Einleitend erfolgt im Abschnitt 3.7.2.1 eine Kurzbeschreibung der betrachteten definierten zukünftigen Produktionsprozesse. Anschließend werden im Abschnitt 3.7.2.2 die Systemgrenzen der Analyse definiert. Es folgt eine Charakterisierung der Sachbilanzen im Abschnitt 3.7.2.3.

3.7.2.1 Kurzbeschreibung der Prozesse

Nach Abstimmung mit dem Fachgebiet im Fachbereich III des Umweltbundesamts werden als zukünftige Produktionsprozesse zum einen das vollelektrische Schmelzen und zum anderen die Herstellung mit Oxyfuel-Wannen unter Einsatz von synthetischen Methan untersucht (vgl. Tabelle 3-1). Datengrundlage für die zukünftigen Produktionsprozesse bilden wie für den Ist-Zustand hauptsächlich die Angaben des BVT-Merkblatt (Scalet et al. 2013 / BREF GLS) sowie aus VDI (2017). Im Folgenden werden die möglichen zukünftigen Produktionsprozesse kurz beschrieben.

Glasherstellung durch elektrisch beheizte Glaswannen

Beim elektrischen Glasschmelzen wird die Wanne durch eine elektrisch betriebene Wanne ersetzt. In einer elektrisch beheizten Schmelzwanne sind im Schmelzteil Elektroden aus Molybdän, Platin, Graphit oder Zinnoxid angebracht. Die für die Schmelze des Glases benötigte Energie wird dabei direkt durch die Elektroden in die Schmelze eingebracht. Das flüssige Glas ist ab einer Temperatur von ca. 1150°C bis 1200°C leitfähig und somit wird die Energie in der Schmelze verteilt. Im Bereich der Elektroden treten jedoch deutlich erhöhte Temperaturen auf, die besondere Anforderungen an das Feuerfestmaterial stellen. Eine Besonderheit bei dieser Form des Schmelzens ist die relativ kalte Oberfläche des Glasbades, auf der das noch nicht geschmolzene Gemenge liegt. Dadurch kondensieren aus dem Glasbad aufsteigende leichtflüchtige Anteile (Bor, Arsen, Antimon, Fluor und Blei) an der Ofendecke über dem noch ungeschmolzenen Gemenge. Dadurch reduziert sich der Anteil an schädlichen Stoffen im Abgas im Gegensatz zu klassischen Glaswannen (VDI 2017).

Glasherstellung durch den Einsatz einer Oxyfuel-Wanne und synthetischem Methan

Bei diesem möglichen zukünftigen Herstellungsverfahren von Glas kommt anstelle der konventionellen Schmelzwanne eine Oxy-Fuel-Wanne zum Einsatz. Ansonsten verläuft der Produktionsprozess identisch zum heutigen Herstellungsverfahren. Die zur Glasschmelzung benötigte Prozesswärme wird in Oxy-Fuel-Schmelzwannen analog wie beim gegenwärtigen Produktionsprozess durch die Verbrennung eines Energieträgers bereitgestellt. Allerdings wird hierbei als Oxidationsmittel reiner Sauerstoff anstelle von Umgebungsluft verwendet. Durch die Entfernung des Stickstoffs aus der Verbrennungsluft muss dieser innerhalb der Verbrennung nicht mit erwärmt werden, wodurch sich die thermische Effizienz der Verbrennung sowie die Flammentemperatur erhöht. In dieser Studie wird nach Abstimmung mit dem Fachgebiet im Fachbereich III des Umweltbundesamts synthetisches Methan als Energieträger verwendet.

Der zur Verbrennung benötigte Sauerstoff wird durch eine kryogene Luftzerlegungsanlage bereitgestellt. Die Trennung der Luft in ihre beiden Hauptkomponenten Sauerstoff und Stickstoff weist einen hohen Stromverbrauch auf. Durch die vorgeschaltete Stickstoffentfernung aus der Verbrennungsluft reduziert sich das Abgasvolumen um 70-85 %, sodass beim Oxy-Fuel-Schmelzverfahren keine Wärmerückgewinnungsanlagen zum Einsatz kommen. Durch diese beiden Faktoren wird die Energieeinsparung durch die effizientere Verbrennung mit reinem Sauerstoff nahezu vollständig kompensiert (Scalet et al. 2013 / BREF GLS).

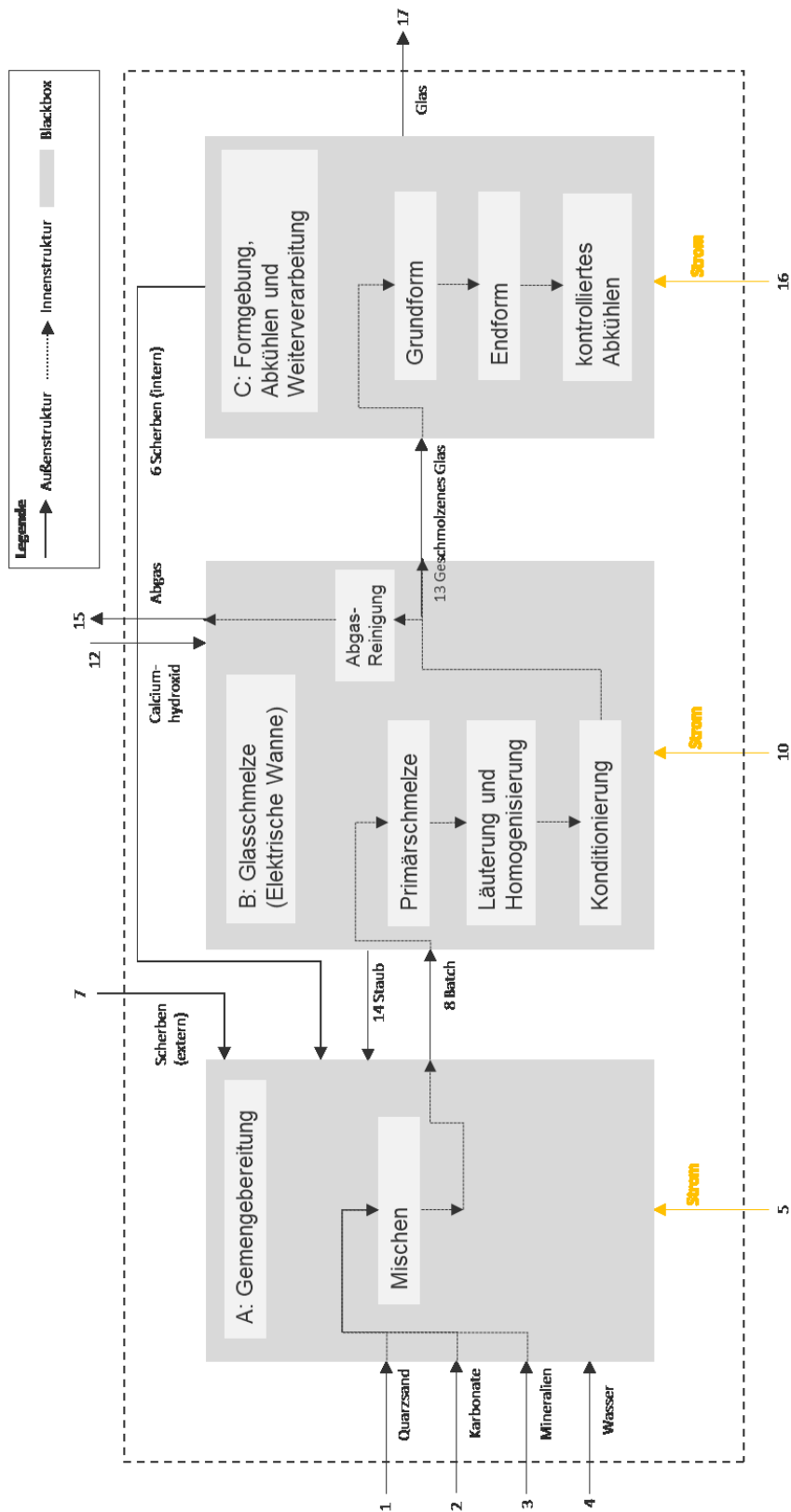
Bei der Verbrennung von synthetischem Methan mit reinem Sauerstoff entsteht neben Kohlenstoffdioxid hauptsächlich Wasserdampf. Dieser kann durch eine nachgeschaltete Kondensation abgeschieden werden, sodass ein Abgasstrom aus nahezu reinem Kohlenstoffdioxid vorliegt. Dieser könnte abschließend gespeichert (CCS) oder zur Nutzung (CCU) verwendet werden.

3.7.2.2 Definition der Systemgrenzen

Die Definition der Systemgrenzen für die zukünftigen Produktionsprozesse basiert auf den Ausführungen zur Ist-Analyse (s. Abschnitt 3.7.1). Folglich wird ein Produktionsprozess auch zukünftig in die drei Teilsysteme Gemengebereitung, Glasschmelze und Formgebung, Abkühlung, Weiterverarbeitung und Veredelung aufgeteilt. Mit Blick auf die definierten zukünftigen Produktionsprozesse findet eine Veränderung hauptsächlich im Teilsystem Glasschmelze statt. Hierbei wird die vorhandene Wanne ersetzt. Für das elektrische Schmelzen wird die Wanne durch eine elektrische Glasschmelzwanne ersetzt. Zusätzlich verändert sich beim elektrischen Schmelzen auch die Energiebereitstellung der Formgebung, Abkühlen, Weiterverarbeitung und Veredelung. In dieser wird im möglichen zukünftigen Produktionsprozess ebenfalls lediglich Strom verwendet. In Abbildung 3-44 ist das Fließbild für den Produktionsprozess elektrisches Schmelzen dargestellt.

Der Produktionsprozess von Behälterglas durch den Einsatz einer Oxy-Fuel-Schmelzwanne unterscheidet sich nur in wenigen Prozessschritten im Vergleich zur Herstellung durch eine elektrische Schmelzwanne. Im Anhang 8.8 (Abbildung 8-14) ist das Fließbild des zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Behälterglas durch den Einsatz einer Oxy-Fuel-Schmelzwanne abgebildet. Der für die Verbrennung des synthetischen Methans benötigte Sauerstoff wird im Teilsystem B durch eine Luftzerlegungsanlage erzeugt. Das bei der Verbrennung von Methan mit reinem Sauerstoff entstehende Abgas besteht aus den beiden Komponenten Wasserdampf und Kohlenstoffdioxid. Das Abgas aus der Schmelzwanne besteht somit aus Wasserdampf, Kohlenstoffdioxid und den bei der Glasschmelze freiwerdende prozessbedingten Emissionen. Diese Stoffe werden mit Ausnahme des Kohlenstoffdioxids in der Abgasreinigung aus dem Abgas entfernt. Anschließend wird der Wasserdampf aus dem gereinigten Abgas durch eine Kondensation abgeschieden, sodass der Abgasstrom in die drei Stoffströme Wasser, Kohlenstoffdioxid und Reststoffe getrennt wurde.

Abbildung 3-44: Fließbild des definierten zukünftigen Produktionsprozesses zur Glasherstellung durch elektrisch beheizte Glaswannen



Quelle: eigene Abbildung in Anlehnung an Scalet et al. (2013) / BREF GLS

3.7.2.3 Charakterisierung der Sachbilanzen

Analog zur Ist-Analyse sind für die zukünftigen Produktionsprozesse zunächst konsistente Sachbilanzen zu erstellen. Dies erfolgt, wie schon im Abschnitt 3.7.1, am Beispiel der Herstellung von Behälterglas. Die Herleitung für die drei weiteren Produktionsprozesse erfolgt analog. Im Anhang 8.8 (Tabelle 8-20) sind die Sachbilanzen dokumentiert. Die Massenströme der definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung Behälterglas entsprechen weitgehend den Massenströmen des gegenwärtigen Produktionsprozesses. Für den Einsatz der Inputrohstoffe ist zu sagen, dass sich die Zusammensetzung für die zukünftigen Produktionsprozesse leicht verändert.

Glasherstellung durch elektrisch beheizte Glaswannen

Durch den Einsatz der elektrisch beheizten Schmelzwanne kommt es zu einer Änderung des Energieverbrauchs. Für den elektrischen Schmelzprozess ist in VDI (2017) eine benötigte Energie von 2.700-3.240 kJ/kg_{geschmolzenes Glas} angegeben. Im BVT-Merkblatt sind 2.900-3.600 kJ/kg_{geschmolzenes Glas} angegeben. Da in den Angaben aus VDI (2017) die Pack-to-melt-Ratio (Verhältnis aus benötigten Menge zu verkaufsfähigen Glas) allerdings noch nicht berücksichtigt ist, ergibt sich für den spezifischen Energieverbrauch aus VDI (2017) ebenfalls ein Wert von 3.000-3.600 kJ/kg_{geschmolzenes Glas}. Für beide Quellen ist also ein mittlerer Energiebedarf von 3.300 kJ/kg_{geschmolzenes Glas} angegeben. In der erstellten Aufteilung der Produktionsprozesse ist der Feeder dem Teilsystem B: Glasschmelze zugeordnet. Im Ist-Zustand hat der Feeder einen Energiebedarf von 0,5 GJ/t_{Glas}. Dies entspricht ca. 10% der benötigten Schmelzenergie des Ist-Zustands. Bei Annahme dieser 10% würde sich für den Fall des elektrischen Schmelzens ein Energiebedarf von 0,3 GJ/t_{Glas} ergeben. Für die weiteren Berechnungen wird in Abstimmung eines Experten der HVG von einem mittleren Energiebedarf des Feeders von 0,4 GJ/t_{Glas} ausgegangen.

Beim elektrischen Schmelzen verhindert der Gemengeteppich (Cold-Top) das Verdampfen einiger Stoffe der Schmelze. Dadurch muss eine Feinjustierung der Inputrohstoffe erfolgen. Zudem reduzieren sich die CO₂-Emissionen deutlich im Vergleich zum Ist-Zustand. Dies hat vor allem den Grund, dass auf den Einsatz fossiler Energieträger verzichtet wird. Die CO₂-Emissionen werden bei der Schmelze des Glases und der damit verbundenen Umwandlung der Karbonate frei.

Glasherstellung durch den Einsatz einer Oxyfuel-Wanne und synthetischem Methan

Bei der Herstellung von Behälterglas durch den Einsatz von Oxy-Fuel-Schmelzwannen werden die identischen Rohstoffe wie beim gegenwärtigen Produktionsprozess eingesetzt. Beim Oxy-Fuel-Verfahren wird reiner Sauerstoff als Oxidator zur Bereitstellung der Prozesswärme verwendet. Im Gegensatz zum konventionellen Schmelzprozess muss somit kein Stickstoff auf die Prozesstemperatur von ca. 1500 °C erhitzt werden, wodurch sich der spezifische Energieverbrauch auf 3.500 kJ pro kg geschmolzenes Glas reduziert. Die benötigte Energie wird dabei vollständig durch die Verbrennung von synthetischem Methan und somit ohne den Einsatz einer elektrischen Zusatzheizung realisiert (Gitzhofer (2007)). Bezogen auf eine Tonne verkaufsfähigem Behälterglas ergibt sich durch die Berücksichtigung der Pack-to-melt-Ratio für Behälterglas nach Scalet et al. (2013) / BREF GLS ein spezifischer Energieverbrauch von 3.932,7 kJ/t_{Glas}. Die Bereitstellung der Prozesswärme im Feeder wird bei der Verwendung einer Oxy-Fuel-Schmelzwanne ebenfalls durch einen Oxy-Fuel-Brenner bereitgestellt und beträgt analog zum konventionellen Prozess 10% der benötigten Schmelzenergie. Somit beträgt der spezifische Energieverbrauch für eine Tonne verkaufsfähiges Behälterglas 4.326 kJ.

Der zur Bereitstellung der Prozesswärme benötigte Sauerstoff beim Verbrennungsvorgang wird durch eine Luftzerlegungsanlage erzeugt. Dies hat einen Anstieg des spezifischen Strombedarfs um 110 kWh/t_{Glas} zur Folge.

3.7.3 Bewertungsindikatoren

Unter Verwendung der dargestellten Sachbilanzen der definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Behälterglas für das Zieljahr 2050 (Tabelle 8-20) erfolgt die Bestimmung der im Abschnitt 2.1 definierten Bewertungsindikatoren.

Energetisch

Tabelle 3-61 fasst die energetischen Bewertungsindikatoren für den ausgewählten Produktionsprozess der Glasherstellung zusammen. Der spezifische Endenergiebedarf beträgt $7,2 \text{ GJ/t}_{\text{Glas}}$. Der größte Teil der Energie wird mit $5,7 \text{ GJ/t}_{\text{Glas}}$ durch Erdgas gedeckt. Die restlichen $1,5 \text{ GJ/t}_{\text{Glas}}$ sind elektrische Verbräuche. Der Großteil des Energiebedarfs wird dabei für die Bereitstellung der Prozesswärme zum Schmelzen des Gemenges im Teilsystem B: Glasschmelze benötigt und beträgt für den gegenwärtigen Produktionsprozess $6,3 \text{ GJ/t}_{\text{Glas}}$.

Tabelle 3-61: Zusammenfassung der energetischen Bewertungsindikatoren für die definierten Produktionsprozesse zur Herstellung von Glas

Indikator	Einheit	Herstellung von Behälterglas		Herstellung von Behälterglas mit	
		in 2010	in 2050	Elektrischer Wanne	Oxy-Fuel-Wanne
Spez. PEV ¹⁾	GJ/t _{Glas}	10,5	7,8	4,6	10,1
Spez. EEV ²⁾	GJ/t _{Glas}	7,2	7,2	4,6	5,8

¹⁾ Primärenergieverbrauch (PEV)

²⁾ Endenergieverbrauch (EEV)

Der spezifische Endenergiebedarf beim Produktionsprozess von Glas durch eine elektrisch betriebene Schmelzwanne beträgt $4,6 \text{ GJ/t}_{\text{Glas}}$. Dieser Energiebedarf wird vollständig durch den Energieträger Strom gedeckt, sodass der Primärenergieverbrauch aufgrund der Annahme eines dekarbonisierten Stromsektors dem Endenergieverbrauch entspricht. Der Großteil des Energiebedarfs fällt nach wie vor im Teilprozess B: Glasschmelze an und beträgt $3,7 \text{ GJ/t}_{\text{Glas}}$.

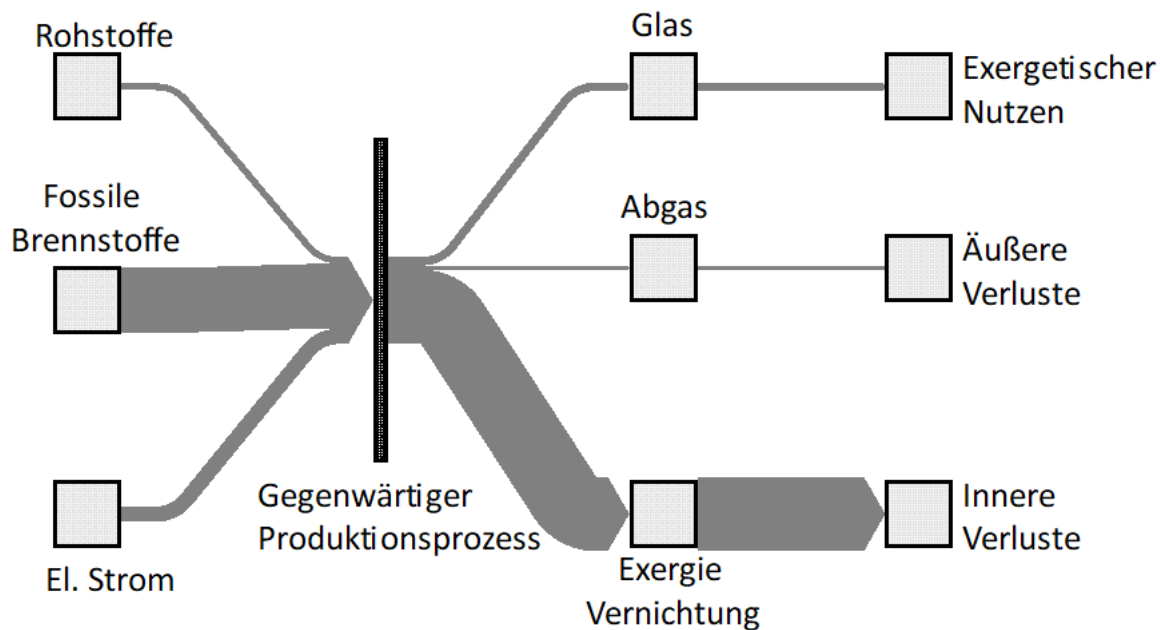
Beim Produktionsprozess von Behälterglas durch den Einsatz einer Oxy-Fuel-Schmelzwanne und synthetischem Gas reduziert sich der spezifische Energiebedarf auf $5,8 \text{ GJ/t}_{\text{Glas}}$. Die Energieeinsparung beruht dabei hauptsächlich auf der effizienten Verbrennung des Energieträgers mit reinem Sauerstoff, wodurch kein Stickstoff, welcher eigentlich den Hauptanteil in der bei Verbrennungen verwendeten Luft ist, auf die benötigten Schmelztemperaturen erhitzt werden muss.

Exergetisch

Für die exergetische Bewertung ist zunächst eine Zuordnung der austretenden Exergieströme zu den Kategorien Nutzen, innere und äußere Verluste notwendig. Gemäß den Ausführungen im Abschnitt 2.1 zu den methodischen Grundlagen der exergetischen Bewertung entspricht der Nutzen der Summe aus physikalischer und chemischer Exergie des jeweils hergestellten Produkts, im Falle der Behälterglasherstellung also der Menge aus hergestelltem Behälterglas. Als äußere Verluste werden alle ausgangsseitigen Exergieströme klassifiziert, die kein Produkt (in diesem Fall Behälterglas) darstellen. Die inneren Verluste werden, wie im Abschnitt 2.1 beschrieben, bilanziell ermittelt.

Es gilt: $\sum \text{innere Verluste} = \sum \text{Aufwand} - \sum \text{Nutzen} - \sum \text{äußere Verluste}$

Abbildung 3-45: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten gegenwärtigen Produktionsprozess zur Herstellung von Behälterglas

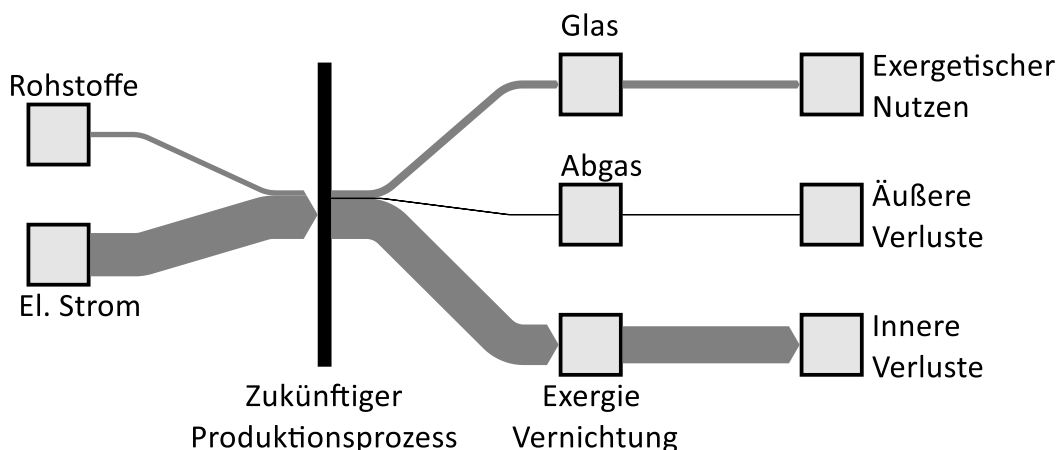


Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Für die exergetische Bewertung ist zunächst eine Zuordnung der austretenden Exergieströme zu den Kategorien Nutzen, innere und äußere Verluste notwendig. Gemäß den Ausführungen im Abschnitt 2.1 zu den methodischen Grundlagen der exergetischen Bewertung entspricht der Nutzen der Summe aus physikalischer und chemischer Exergie des jeweils hergestellten Produkts, im Falle der Behälterglasherstellung also der Menge aus hergestelltem Behälterglas. Als äußere Verluste werden alle ausgangsseitigen Exergieströme klassifiziert, die kein Produkt (in diesem Fall Behälterglas) darstellen. Die inneren Verluste werden, wie im Abschnitt 2.1 beschrieben, bilanziell ermittelt. Tabelle 3-62 fasst die exergetischen Bewertungsindikatoren für die Herstellung von Behälterglas zusammen, die sich aus den erstellten Sachbilanzen ergeben. Die Ergebnisse zeigen, dass vor allem der Prozess der Glas-schmelze exergetische Ineffizienzen aufweist.

Abbildung 3-45 stellt die aggregierte Exergiebilanz des gegenwärtigen Produktionsprozesses von Behälterglas durch das Schmelzen in U-Flammenwannen mit Erdgas dar. Dabei wird ersichtlich, dass die eingesetzten Energieträger den Großteil der aufzuwendenden Exergie ausmachen. Der exergetische Wirkungsgrad des gesamten Standortes beträgt 9,83% und ist auf die niedrige chemische Exergie des produzierten Gutes Behälterglas und den hierfür hohen benötigten Energieeinsatz zum Schmelzen der eingesetzten Rohstoffe zurückzuführen. Aufgrund der großen Abgasmengen und hohen Abgastemperaturen trotz nachgeschalteter Abwärmenutzung beträgt der äußere Verlustgrad bei der gegenwärtigen Behälterglasherstellung 4,71%.

Abbildung 3-46: Sankey-Diagramm der aggregierten Exergiebilanz für den definierten zukünftigen Produktionsprozess zur Glasherstellung durch elektrisch beheizte Glaswannen



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

In Abbildung 3-46 werden die aggregierten Exergieströme beim zukünftigen Produktionsprozess von Behälterglas durch elektrische Schmelzwannen dargestellt. Es wird ersichtlich, dass der Großteil der eingesetzten Exergie durch den Energieträger Strom in den Prozess eingebracht wird. Durch den Wegfall heißer Abgasströme beträgt der äußere Verlustgrad des Produktionsprozesses lediglich 0,07 %, was sich in einem erhöhten exergetischen Wirkungsgrades des gesamten Standortes von 16,51 % widerspiegelt.

Beim zukünftigen Produktionsprozess von Behälterglas durch den Einsatz einer Oxy-Fuel-Schmelzwanne und synthetischem Methan kann ebenfalls eine Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades des Standortes auf 12,73% erreicht werden. Dies ist zum einen auf den reduzierten Energieverbrauch beim Schmelzprozess infolge der effizienteren Verbrennung mit reinem Sauerstoff und zum anderen auf die verringerte Abgasmenge durch das Fehlen von Stickstoff im Oxidationsmittel begründet.

Tabelle 3-62: Zusammenfassung der exergetischen Bewertungsindikatoren für die definierten gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung Behälterglas

Indikator	Einheit	Herstellung von Behälterglas (2010)	Herstellung von Behälterglas mit ...	
			Elektrische Wanne	Oxy-Fuel-Wanne
Exerg. Wirkungsgrad	%	9,83	16,51	12,73
Innerer Verlustgrad	%	85,46	83,42	83,96
Äußerer Verlustgrad	%	4,71	0,07	3,31

Ökologisch

Bei der Herstellung von Behälterglas mit regenerativer U-Flammenwanne treten sowohl prozessbedingte Emissionen, im Wesentlichen durch den Einsatz von Karbonaten, als auch energiebedingte Emissionen, durch den Einsatz von elektrischem Strom und Erdgas zur Prozesswärmebereitstellung, auf. Aufbauend auf den Massenbilanzen des gegenwärtigen Produktionsprozesses von Behälterglas (Tabelle 8-19) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentierten Emissionsfaktoren werden die spezifischen Treibhausgas- respektive CO₂-Emissionen ermittelt. Die CO₂-Emissionen bestehen aus energie- und prozessbedingten Emissionen und belaufen sich auf 602 kg_{CO2}/t_{Glas}. In Tabelle 3-63 sind die Treibhausgasemissionen für den gegenwärtigen und die beiden definierten zukünftigen Produktionsprozessen dargestellt.

Tabelle 3-63: Zusammenfassung der ökologischen Bewertungsindikatoren für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Behälterglas

Indikator	Einheit	Konventionelle Herstellung von Behälterglas		Herstellung von Behälterglas	
		in 2010	in 2050	Elektrische Wanne	Oxy-Fuel-Wanne
Spez. THGE ¹⁾	kg _{CO2-Äq.} /t _{Glas}	603	392 (67) ²⁾	67	67
Spez. CO ₂	kg _{CO2} /t _{Glas}	602	392 (67) ²⁾	67	67

¹⁾ Treibhausgasemissionen (THGE)

²⁾ Spez. CO₂-Emissionen für fortgeführten gegenwärtigen Produktionsprozess unter Einsatz von synthetischem Methan

Bei der Herstellung von Behälterglas mit vollelektrisch betriebener Wanne treten lediglich prozessbedingte Emissionen, im Wesentlichen durch den Einsatz von Karbonaten auf. Die energiebedingten Emissionen des Stromeinsatzes sind bei einem dekarbonisierten Stromsektor im Jahr 2050 gleich null. Aufbauend auf den Massenbilanzen (s. Tabelle 8-20) werden die spezifischen Treibhausgas- respektive CO₂-Emissionen ermittelt. Die CO₂-Emissionen belaufen sich auf 67 kg_{CO2}/t_{Glas}.

Beim Produktionsprozess von Behälterglas durch den Einsatz einer Oxy-Fuel-Schmelzwanne und synthetischem Methan fallen sowohl energiebedingte als auch prozessbedingte CO₂-Emissionen an. Die energiebedingten Emissionen entstehen dabei durch die Verbrennung von synthetischem Methan zur Bereitstellung der Prozesswärme in den Teilsystemen B: Glasschmelzwanne und C: Formgeben, Abkühlen, Weiterverarbeitung und Veredelung. Durch den zum konventionellen Glasherstellungsprozess reduzierten Energiebedarf entstehen bei der Herstellung von einer Tonne Behälterglas energiebedingt 250 kg CO₂. Aufgrund des eingesetzten „grünen“ Energieträgers synthetisches Methan werden diese CO₂-Emissionen durch eine bilanzielle Betrachtung des Ökosystems neutral gewertet und somit nicht als anfallende energiebedingte CO₂-Emissionen beim Produktionsprozess gewertet. Die prozessbedingten CO₂-Emissionen betragen somit genau wie Produktionsprozess durch elektrisches Schmelzen 67 kg pro Tonne Behälterglas, sodass beim Herstellungsprozess durch das Oxy-Fuel-Verfahren insgesamt 67 kg CO₂/t_{Glas} emittiert werden.

Energiekosten

Aufbauend auf den Sachbilanzen (Tabelle 8-19 und Tabelle 8-20) sowie den im Anhang 8.2 (s. Tabelle 8-4) dokumentierten Energieträgerpreisen für das Basisjahr 2010 und das Jahr 2050 werden die spezifischen Energiekosten ermittelt (s. Tabelle 3-64).

Die spezifischen Energiekosten, d. h. die Kosten für die Beschaffung von Endenergieträgern je produzierter Tonne Behälterglas betragen für das Jahr 2010 70 EUR/t_{Glas}. Dies umfasst für das Basisjahr 2010 keine Kosten für CO₂-Zertifikate, da die CO₂-Emissionen vollständig durch die kostenlos zugeteilten CO₂-Zertifikate gedeckt wurden (s. Abschnitt 2.1). Bei einer Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses würden die spezifischen Energiekosten durch die angenommene Entwicklung der Energieträger- und CO₂-Zertifikatspreise auf 134 EUR/t_{Glas} ansteigen. Dabei müssten durch den Einsatz von Erdgas zur Bereitstellung von Prozesswärme CO₂-Zertifikate im Wert von 25 € pro Tonne Behälterglas erworben werden.

Die Prozessumstellung des gegenwärtigen Produktionsprozesses auf eines der beiden definierten zukünftigen Verfahren wäre mit einem Anstieg der spezifischen Energiekosten verbunden. Dabei verringert sich sowohl für das Schmelzen mittels elektrischer Wanne als auch für das Schmelzen in Oxy-Fuel-Wannen der spezifische Endenergieverbrauch. Kostenmäßig wird die Verbrauchsminderung vollständig durch den Wechsel zu den gegenüber Erdgas deutlich teureren Energieträgern Strom bzw. Synthesegas überkompensiert.

Tabelle 3-64: Zusammenfassung der Energiekosten für den definierten gegenwärtigen sowie die zukünftigen Produktionsprozesse von Behältergas

Indikator	Einheit	Konventionelle Herstellung von Behältergas		Herstellung von Behältergas	
		in 2010	in 2050	Elektrische Wanne	Oxy-Fuel-Wanne
Spez. Energiekosten	EUR/t _{Glas}	70	134 (223) ²	162	176
- davon CO ₂ -Zertifikate	EUR/t _{Glas}	-	25 (5) ²	-	-
- davon Energieträger	EUR/t _{Glas}	70	109 (218) ²	162	176
Veränderung ¹⁾	%	-	-	+ 17,4	+24,3

¹ Veränderung: Abweichung zwischen Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses bis 2050 und dem (möglichen) zukünftigen Produktionsprozess im Jahr 2050

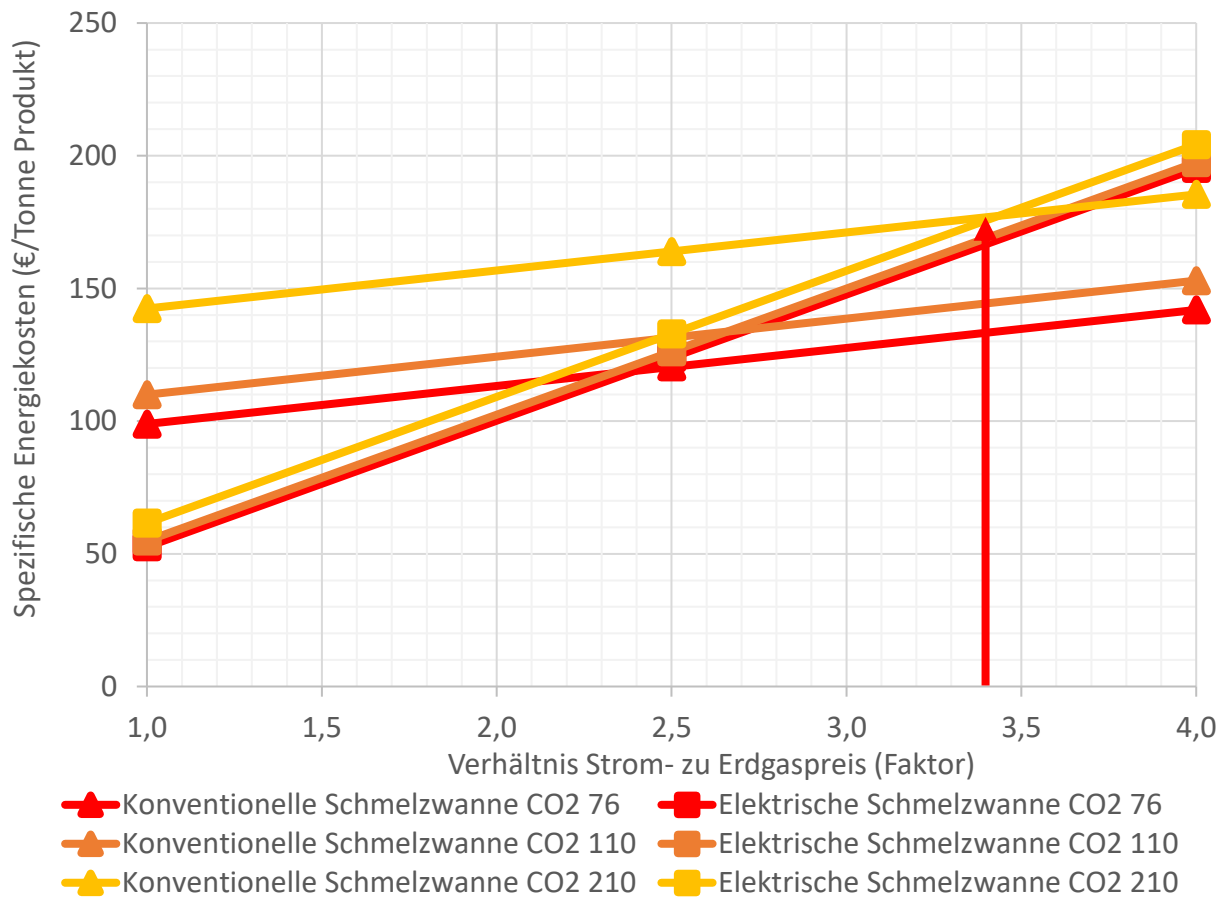
² Spez. Energiekosten für fortgeführten gegenwärtigen Produktionsprozess unter Einsatz von synthetischem Methan

Die berechneten spezifischen Energiekosten sind abhängig von der in dieser Studie angenommenen Entwicklung der Energieträgerpreise (siehe Kapitel 2.1 und Kapitel 3.1.3). Die in dieser Studie verwendeten Energieträgerpreise für 2050 stellen Energieträgerpreisprojektionen dar, welche von Natur aus mit einer gewissen Unsicherheit behaftet sind. Für eine Betrachtung der zukünftigen Energiekosten wird daher zusätzlich eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt, in welcher eine variierte Entwicklung der Energieträgerpreise angenommen wird. Für viele Branchen wurde bei der Betrachtung der zukünftigen Produktionsprozesse ein möglicher Wechsel von fossil basierten auf elektrizitätsbasierte Prozesse betrachtet, sodass bei einem Vergleich des gegenwärtigen Produktionsprozesses mit dem zukünftigen vor allem das Verhältnis der Preise von fossilen Energieträgern zum Strom eine entscheidende Rolle einnimmt.

In der Glasbranche wird das gegenwärtige, auf erdgasbasierte Produktionsverfahren mit dem zukünftigen, strombasierten Produktionsverfahren verglichen. In der zugehörigen Sensitivitätsanalyse werden somit das Verhältnis von Strom- zu Gaspreis und die CO₂-Zertifikatspreise im Jahr 2050 variiert. In Abbildung 3-47 ist die Sensitivitätsanalyse für die spezifischen Energiekosten des fortgeführten gegenwärtigen Herstellungsprozesses durch eine regenerativ und erdgasbetriebene U-Flammenwanne und des zukünftigen Herstellungsprozesses durch eine vollelektrische Schmelzwanne dargestellt.

In der Abbildung ist zu erkennen, dass die spezifischen Energiekosten des zukünftigen Herstellungsverfahrens durch den Einsatz einer elektrischen Schmelzwanne bei den in dieser Studie verwendeten Energieträger- und CO₂-Zertifikatspreise (rote Linien) höher sind als die des gegenwärtigen Herstellungsverfahrens. Dies folgt hauptsächlich aus der Annahme, dass der Bezug von einer kWh Strom um den Faktor 3,4 teurer ist als der Bezug von einer kWh Erdgas. Zusätzlich ist zu erkennen, dass bei einer Unterschreitung des Strompreis-/Erdgaspreis-Verhältnisses von 2,5 und dem in dieser Studie verwendeten CO₂-Zertifikatspreis die spezifischen Energiekosten des gegenwärtigen Herstellungsprozesses über dem strombasierten Verfahren liegen würden. Bei den in dieser Studie angenommen Strom- zu Erdgaspreis-Verhältnis und einem CO₂-Preis von ca. 210 €/t_{CO2} würden die spezifischen Energiekosten des gegenwärtigen Produktionsprozesses die spezifischen Energiekosten des zukünftigen Produktionsprozesses übersteigen.

Abbildung 3-47: Sensitivitätsanalyse der spezifischen Energiekosten im Jahr 2050 für das gegenwärtige und das zukünftige Herstellungsverfahren (elektrische Schmelzwanne)



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

4 Bewertung standörtlicher Kombinationsformen

Die industrielle Symbiose beschreibt eine für alle Beteiligten vorteilhafte Beziehung zwischen zwei oder mehreren unterschiedlichen Produktionsprozessen. In der Regel geht es darum, Stoff- und Energieströme zwischen den Prozessen auszutauschen, die ansonsten als nicht nutzbare Stoff- oder Energieströme betrachtet werden würden. Die ausgetauschten Stoffströme werden dabei als Einsatzmaterial beziehungsweise Rohstoff für andere Produktionsprozesse verwendet. Bereits heute sind im Bereich der Chemieindustrie große Verbundstandorte üblich, an denen eine Vielzahl von unterschiedlichen Produkten hergestellt wird und die die Vorteile und Synergien eines stofflichen und energetischen Verbundes der Produktionsprozesse nutzen.

In diesem Kapitel werden für die zuvor dargestellten zukünftigen Produktionsprozesse Optionen für eine industrielle Symbiose untersucht. Die Untersuchung erfolgt im Kontext dieser Studie auf Basis exergetischer Bewertungen. Es wird somit untersucht, inwieweit die möglichen zukünftigen Produktionsprozesse symbiotisch miteinander kombiniert werden könnten und inwieweit dies einen Effekt auf die exergetische Effizienz der betrachteten Prozesse hat. Eine Kombination mehrerer zukünftiger Produktionsprozesse wird dabei als Kombinationsform bezeichnet. Das Vorgehen für die Analyse der Kombinationsformen lässt sich wie folgt gliedern.

Im ersten Schritt werden mögliche energetische und stoffliche Nutzungsoptionen für die Kombinationsformen identifiziert. Dies ist in Abschnitt 4.1 beschrieben.

Im zweiten Schritt werden die ermittelten Nutzungsoptionen für die Kombinationsformen modellbasiert (exergetisch) untersucht. Diese Untersuchung basiert grundsätzlich auf exergetischen Betrachtungen. Die Methodik für die modellbasierte Untersuchung ist in Abschnitt 4.2 beschrieben.

Die entsprechenden Ergebnisse der modellbasierten Untersuchung für die Kombinationsformen sind schließlich in Abschnitt 4.3 beschrieben und werden in Abschnitt 5.2.8 zusammenfassend interpretiert.

4.1 Identifikation von Nutzungsoptionen

Zur Identifikation von Nutzungsoptionen für die Kombinationsformen werden zunächst alle Abfallströme der zukünftigen Produktionsprozesse identifiziert. Dabei kann es sich grundsätzlich um nicht genutzte Abwärme, oder ungenutzte Stoffströme handeln. Darauf aufbauend wird qualitativ evaluiert, inwieweit die ermittelten Abfälle durch Kombination der Produktionsprozesse genutzt werden könnten. Die Identifikation ist im Folgenden nach energetischen und stofflichen Nutzungsoptionen differenziert dargestellt. Je Gruppe wird zusammengefasst, ob die Nutzungsoptionen weiter im Detail untersucht werden. Da die ermittelten Abfallströme bei standortübergreifender Nutzung einen Wert entfalten, werden diese im Folgenden auch als Wertstrom oder Wertstoff bezeichnet.

Energetische Nutzungsoptionen

Die energetischen Nutzungsoptionen beziehen sich für die untersuchten Produktionsprozesse auf die Nutzung von Abwärme. Aus der Analyse der zukünftigen Produktionsprozesse haben sich die in Tabelle 4-1 aufgelisteten Stoffströme als mögliche Abwärmequellen ergeben. Bei den Kombinationsformen werden nur die im Rahmen der Studie untersuchten Produktionsprozesse miteinander kombiniert und auf Effizienzpotenziale untersucht. Konkret heißt dies, dass die identifizierten Abwärmeströme aufgrund ihres Temperaturniveaus von 100 bis 280 °C lediglich in der Papierindustrie zum Einsatz kommen könnten. Bei der zukünftigen Herstellung von Papier wird zur Trocknung der Papierbahn Wärme bzw. Dampf bei Temperaturen von unter 200 °C benötigt. Die für die Papierindustrie benötigte Prozesswärme könnte somit prinzipiell durch Abwärme aus den Stahlstandorten bereitgestellt werden. Dieser Fall wurde in dem Projekt nicht konkret modelliert, was im Folgenden begründet wird.

Mit Blick auf mögliche energetische Nutzungsoptionen, wie beispielsweise eine überbetriebliche Wärmeintegration, ist vor allem das Temperaturniveau der benötigten Prozesswärme und der in den Prozessen anfallenden Abwärme (Abgastemperatur) entscheidend. Erstere liegt in den meisten Prozessen bei über 500°C. Lediglich in der Papierindustrie werden geringere Temperaturniveaus unter 200 °C benötigt. Das Temperaturniveau der anfallenden Abwärme liegt für die Industriebranchen Stahl, Zement, Glas und Chemie jedoch nur zwischen 40 und 280°C, sodass eine Abwärmenutzung hier nur punktuell möglich ist. Eine überbetriebliche Wärmenutzung mittels Dampfnetzwerken ist laut Literatur nach dem derzeitigen Stand der Technik nur für kurze Distanzen sinnvoll: Während werksinterne Abwärmenutzung über kurze Distanzen auch für hohe Temperaturen im Bereich von 200°C über Dampfleitungen bereits umgesetzt wird, so ist eine standortübergreifende Nutzung von Abwärme mittels leitungsgebundener Dampfnetzwerke über weite Strecken aufgrund der großen Wärmeverluste und fehlender Dampfnetz-Infrastruktur bisher nicht üblich (Ammar et al. 2012). Da die Entfernung (mehrere Kilometer) zwischen den Produktionsstandorten für die hier untersuchten Produktionsprozesse diese kurzen Distanzen überschreitet, wurde die Dampfnutzung nicht explizit für die Einzelfälle untersucht.

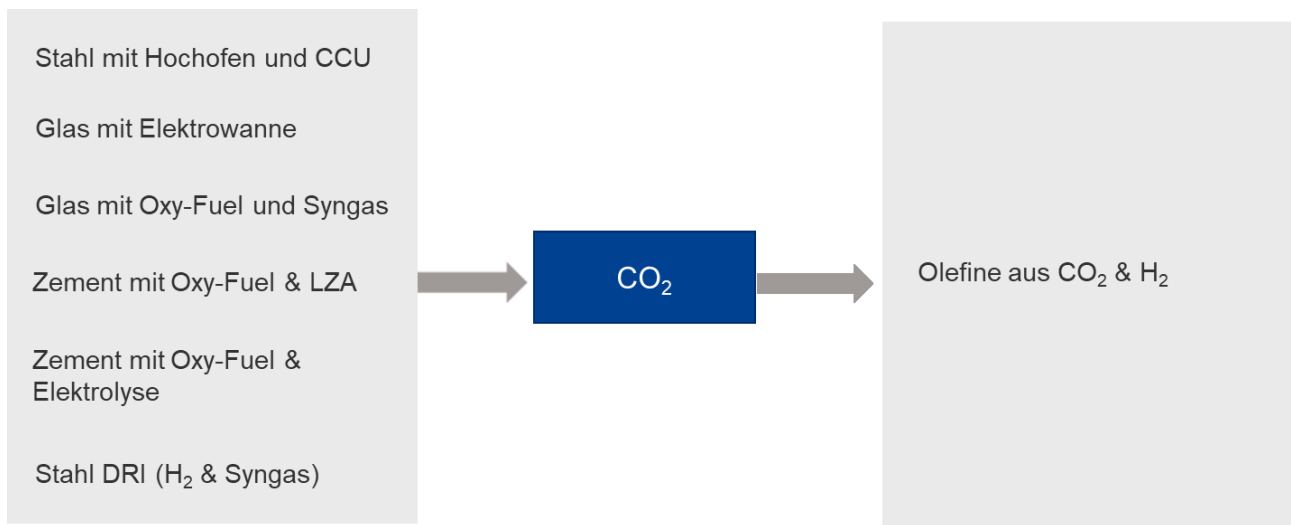
Tabelle 4-1: Mögliche Abwärmeströme zur Fernwärmenutzung mit zugehörigen Temperaturen der zukünftigen Produktionsprozesse

Branche	Produktionsprozess	Stoffstrom	Abgastemperatur [°C]
Stahl	Stahl mit Hochofen und CCU	Abgas (Hochofen und Oxygenkonverter)	140
		Abgas (Walzwerk)	200
	Stahl mit DRI (H ₂)	Abgas (Elektrolichtbogenofen)	200
	Stahl mit DRI (Syngas)	Abgas (DRI)	280
		Abgas (Elektrolichtbogenofen)	200
Zement	Zement mit Oxy-Fuel & LZA	Abgas	120
	Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse	Abgas	120
Olefine	Olefine aus CO ₂ & H ₂	Abgas	100
	Olefine aus Abfall	Abgas	100

Stoffliche Nutzungsoptionen

Die identifizierten **stofflichen** Kombinationsformen können in drei Varianten eingeteilt werden: Die Verwendung von CO₂ in der Olefinproduktion, die gemeinsame Nutzung einer Luftzerlegungsanlage (N₂ + O₂ Nutzung) und die gemeinsame Nutzung eines Elektrolyseurs (H₂ + O₂ Nutzung). Abbildung 4-1 stellt die Prozesse dar, bei denen CO₂ in Form von Abgas als Ausgangsstoff anfällt und als Eingangsstoff für die Olefinherstellung verwendet werden kann. Beispielhaft kann dies für die Stahlerzeugung mit CCU gezeigt werden. Im integrierten Hüttenwerk mit CCU wird das im OBF-Gas enthaltene CO₂ aus dem Hochofen abgeschieden und nach dem Transport zum Olefin-Produktionsstandort bei der Methanolsynthese als Rohstoff eingesetzt.

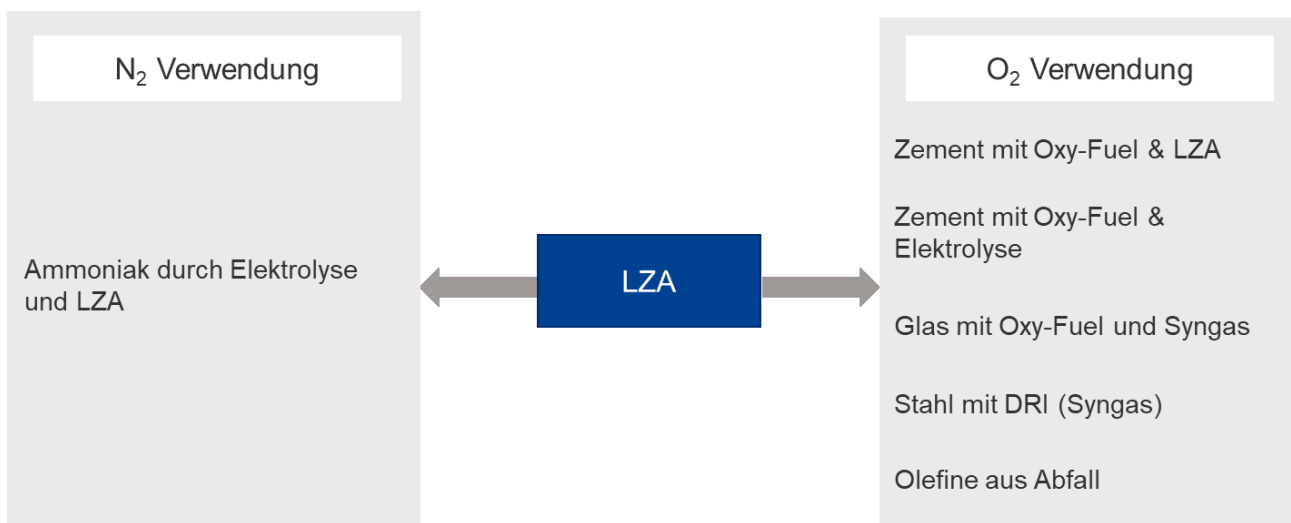
Abbildung 4-1: Kombinationsformen zur Nutzung von CO₂ aus Abgasen.



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Abbildung 4-2 stellt die Prozesse dar, bei denen die ungenutzten Produkte der Luftzerlegungsanlage in den zu kombinierenden Prozessen verwendet werden. Hauptanwendungspunkt ist hier die Nutzung von überschüssigem Stickstoff aus der Luftzerlegung in der Ammoniakproduktion.

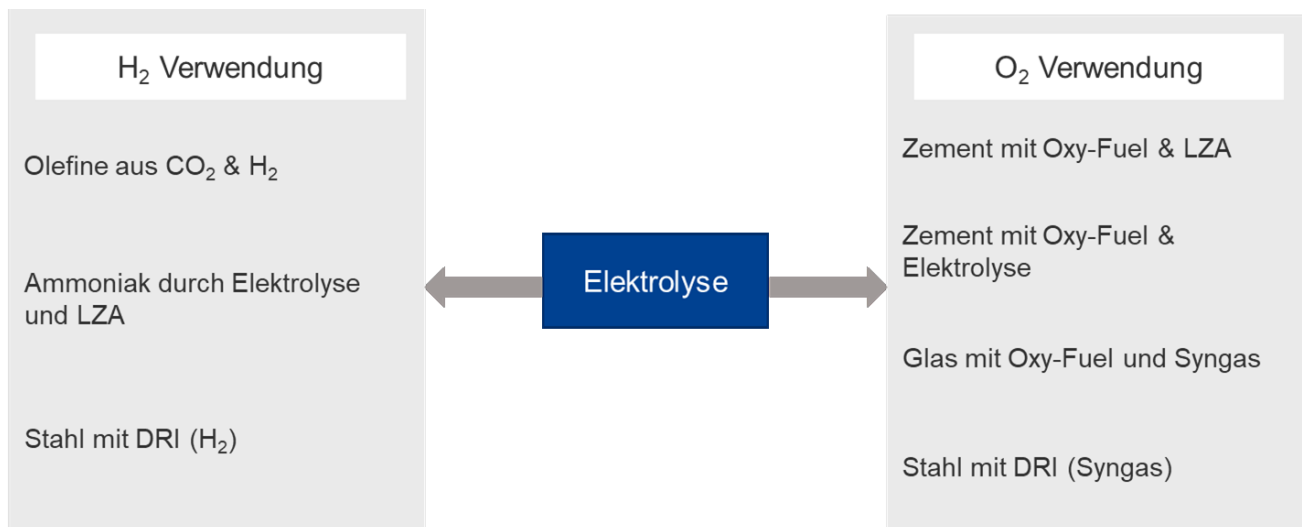
Abbildung 4-2: Kombinationsformen zur Nutzung überschüssigen Stickstoffs aus Luftzerlegungsanlagen.



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Abbildung 4-3 stellt die Prozesse dar, in denen die kombinierte Nutzung eines Elektrolyseurs möglich ist. So kann beispielsweise überschüssiger Sauerstoff aus dem Betrieb des Elektrolyseurs zur Wasserstoffherzeugung für die Olefinproduktion in der Glasherstellung (Oxy-Fuel Verfahren) genutzt werden. Bei diesen beiden Produktionsprozessen ist zudem eine Mehrfachkombination möglich, da das anfallende CO₂ aus der Glasindustrie wiederum für die Olefinproduktion (Methanolsynthese: CO₂-to-Methanol) genutzt werden kann.

Abbildung 4-3: Kombinationsformen zur Nutzung überschüssigen Sauerstoffes aus der Elektrolyse.



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Die identifizierten stofflichen Nutzungsoptionen können somit anhand drei wesentlicher genutzter Stoffströme untergliedert werden.

- 1) **Kohlenstoffdioxid:** CO₂ fällt innerhalb vom Abgas bei vielen Prozessen an und wird wiederum bei der Olefinherstellung mit dem CO₂-to-Methanol Verfahren in großen Mengen benötigt. Prozessabgase enthalten in den meisten Produktionsprozessen jedoch nur einen Anteil von 10-15% CO₂. Für eine Nutzung muss das CO₂ somit aus den Abgasen abgeschieden werden.
- 2) **Sauerstoff:** O₂ fällt als ungenutztes Nebenprodukt aus der Luftzerlegungsanlage (LZA) bei der Ammoniakherstellung und der Elektrolyseanlage der Stahl- (Verfahren: DRI mit Syngas) und Zementherstellung (Verfahren: Oxy-Fuel mit Elektrolyse) an und kann somit in anderen Prozessen, die Sauerstoff benötigen, verwendet werden. Für Prozesse, die den benötigten Sauerstoff sonst über eine eigene Luftzerlegungsanlage (LZA) produzieren, entfällt diese entsprechend und der Strombedarf sinkt.
- 3) **Stickstoff:** N₂ fällt als ungenutztes Nebenprodukt aus der LZA der Zement- (Verfahren: Oxy-Fuel mit LZA), Glas- (Verfahren: Oxy-Fuel) und Olefinherstellung (Verfahren: Olefine aus Abfall) an. Da Stickstoff zusammen mit Wasserstoff in der Ammoniakproduktion benötigt wird um Synthesegas herzustellen, kann dieser hier genutzt werden. Die bisher benötigte LZA zur Stickstoffbereitstellung in der Ammoniakproduktion entfällt damit.

Insgesamt mündet die Identifikation von stofflichen Nutzungsoptionen in 23 technisch sinnvollen Nutzungsoptionen. Einige dieser Nutzungsoptionen sind hierbei allerdings doppelt aufgeführt. Beispielsweise die Kombination "Ammoniak durch Elektrolyse und LZA" und "Zement mit Oxy-Fuel und LZA". Für die Untersuchung dieser Kombinationsformen wird sowohl die Stickstoffnutzung in der Ammoniakherstellung und die Sauerstoffnutzung in der Zementherstellung integriert betrachtet. Diese mehrfachen Kombinationen werden in einzelne Kombinationen zusammengefasst. Dies resultiert wiederum in 15 Kombinationsformen, die im Rahmen dieses Kapitels modellbasiert untersucht werden (siehe Ergebniskapitel). Im folgenden Abschnitt wird die entsprechende Methodik dazu erörtert.

4.2 Methodik zur exergetischen Bewertung von Kombinationsformen

Die notwendigen Informationen (also Grundlagen) zur Anwendung der Methodik zur exergetischen Bewertung von Kombinationsformen sind die identifizierte Nutzungsoptionen für die entsprechenden Kombinationsformen. Eine Nutzungsoption beschreibt grundsätzlich die Nutzung eines oder mehrerer Wertströme zwischen mehreren untersuchten Produktionsprozessen quantitativ. Die zu analysierende Kombinationsform wird daraufhin in einem zweistufigen Verfahren untersucht.

In der ersten Stufe wird eine Kombinationsform ohne Berücksichtigung von Transportaufwänden bewertet. D.h. es wird untersucht, welchen exergetischen Mehrwert die Kombinationsform haben könnte, wenn für die Nutzung des Abfallstromes kein Transportaufwand anfällt. Die entsprechende Methodik ist hierfür in Abschnitt 4.2.1 exemplarisch beschrieben. Nur die Kombinationsformen, die ohne Berücksichtigung des Transportaufwandes einen exergetischen Mehrwert liefern, werden in der nächsten Stufe näher untersucht.

In der zweiten Stufe wird eine Kombinationsform anhand der standörtlichen Lage real existierender Produktionsstandorte für die jeweiligen Branchen bewertet. Dabei werden Transportaufwände für die möglicherweise zu nutzenden Abfall- bzw. Wertströme nun bei der Bewertung mitberücksichtigt. Der exergetische Nutzen für die Nutzung von Wertströmen wird somit dem Aufwand zum Transport gegenübergestellt. Hierbei stellt die Entfernung zwischen den real existierenden Standorten einen maßgeblichen Parameter dar. Die entsprechende Methodik ist hierfür in Abschnitt 4.2.2 exemplarisch beschrieben.

4.2.1 Exergetische Bewertung der Kombinationsformen ohne Transportaufwand

Die Methodik zur Bewertung einer Kombinationsform ohne Berücksichtigung des Transportaufwandes orientiert sich grundsätzlich an der Methodik aus Kapitel 2. Der exergetische Wirkungsgrad der Kombinationsform berechnet sich als Quotient aus exergetischem Nutzen und exergetischem Aufwand:

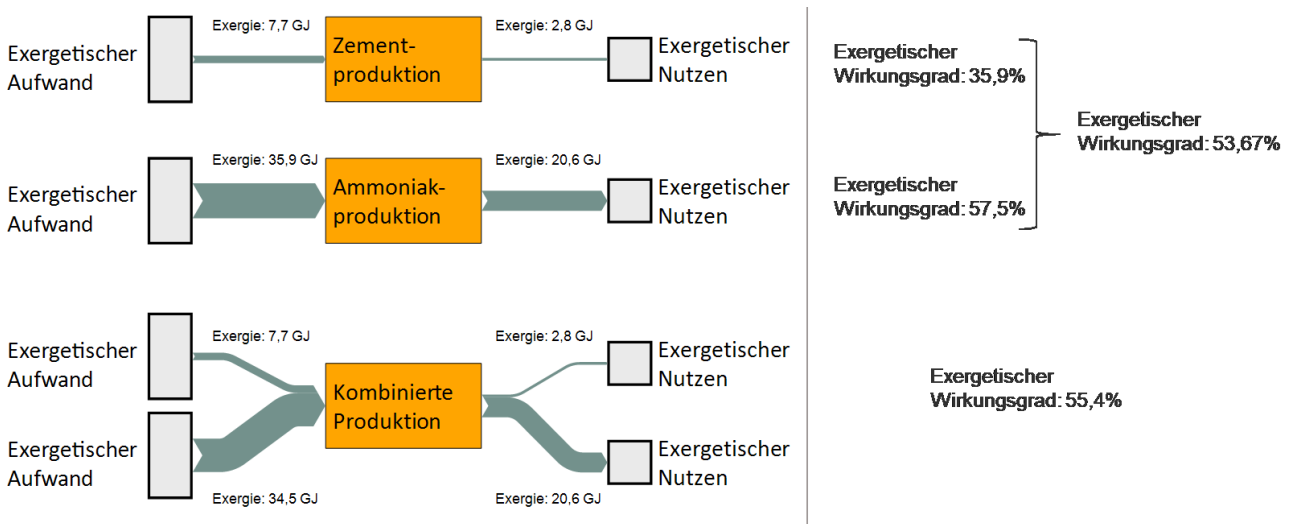
$$\eta_{IN} = \frac{\sum \dot{E}_{Use}}{\sum \dot{E}_{IN}} \quad 4-1$$

Bei Betrachtung der Kombinationsform stellt der exergetische Nutzen E_U die Summe der Exergie der Produkte beider Prozesse dar. Dieser ist dementsprechend gleich groß, wie die Summe des exergetischen Nutzens der Einzelprozesse. Der exergetische Aufwand E_{IN} stellt die Summe der Exergie der Inputstoffe für den kombinierten Produktionsprozess dar. Im Gegensatz zur Summe der Produkte der einzelnen Produktionsprozesse ergeben sich hier bei kombinierter Betrachtung Exergiegewinne. Diese resultieren aus der nicht benötigten stofflichen Exergie für Inputrohstoffe im verwertenden Produktionsprozess und aus der nicht benötigten Exergie zum Betrieb von Anlagen zur Bereitstellung von Medien (bspw. bei der kombinierten Nutzung einer Luftzerlegungsanlage). Die Steigerung des exergetischen Wirkungsgrads ergibt sich demnach aus der Reduzierung des exergetischen Aufwands bei gleichbleibendem exergetischen Nutzen.

Im Folgenden wird dies exemplarisch anhand einer Kombinationsform dargestellt. Die untersuchte Kombinationsform unterstellt die kombinierte Nutzung einer Luftzerlegungsanlage, die in der Zementproduktion für ein Oxy-Fuel-Verfahren eingesetzt wird. Der überschüssige Stickstoff der Luftzerlegungsanlage aus der Zementproduktion kann für die Ammoniakproduktion eingesetzt werden. Wird also die Zementproduktion mit dem Oxy-Fuel-Verfahren mit der Ammoniakproduktion kombiniert, dann wird der Aufwand für die Luftzerlegung insgesamt reduziert. Nachfolgend ist das Berechnungsbeispiel in Abbildung 4-4 dargestellt. Die Produktionsmengen der einzelnen Prozesse sind dabei auf eine Tonne Ammoniak normiert. Anhand der Darstellung wird exemplarisch illustriert, wie der exer-

getische Aufwand in der Ammoniakproduktion reduziert wird, wenn die Zement- und Ammoniakproduktion wie vorab erläutert kombiniert wird. Dies führt insgesamt zu einer Steigerung des exergetischen Wirkungsgrads im Vergleich zur isolierten Betrachtung der einzelnen Prozesse. Die Kombinationsform würde somit prinzipiell auch in der zweiten Stufe betrachtet werden.

Abbildung 4-4: Exemplarisches Beispiel für die Bewertung einer Kombinationsform ohne Transportaufwand (normiert auf eine Tonne Ammoniak)



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

4.2.2 Exergetische Bewertung der Kombinationsformen inklusive Transportaufwand

Nachdem im vorigen Kapitel zunächst die Methodik für die rein exergetische Betrachtung ohne Berücksichtigung von Transportaufwänden beschrieben wurde, wird im nächsten Schritt die Methodik erläutert, um den Transportaufwand exergetisch zu bewerten und in die Gesamtbewertung mit einzu beziehen. Dafür werden zuerst die jeweiligen Transportmengen und Transportdistanzen auf Standortebene untersucht. Dies geschieht in der Studie in vier Schritten, die im Folgenden dargestellt werden.

Prognose zukünftiger Produktionsmengen

Im ersten Schritt wird eine Prognose der zukünftigen Produktionsmengen der einzelnen Industriebranchen bzw. -produkte für 2050 erstellt. Dies hat zum Zweck Produktionsmengen für die in dieser Analyse untersuchten Industriestandorte abzuleiten.

Ausgangspunkt sind die Produktionsmengen der gegenwärtigen Prozesse für das Basisjahr 2010, welche den Jahresberichten der jeweiligen Verbände entnommen werden. Als Grundlage für die kumulierten Wachstumsraten von 2010 bis 2050 wurde die BMWi-Studie zu Langfristszenarien in Deutschland mit detaillierten Angaben zu den einzelnen Branchen und deren Wachstum genutzt (Fraunhofer ISI et al. 2017). Es werden die für das Basisszenario angegebenen kumulierten Wachstumsraten verwendet. Im Basisszenario wird davon ausgegangen, dass die energie- und klimapolitischen Ziele der Bundesregierung kostenminimal erreicht werden. Zusätzlich werden ambitioniertere Annahmen zur Entwicklung der Materialeffizienz und Kreislaufwirtschaft getroffen. Anhand der prognostizierten Gesamtproduktionssteigerung für die Branchen kann daraus die Produktionsmenge für 2050 errechnet werden. Das Ergebnis der Berechnungen ist in Tabelle 4-2 dargestellt.

Die Gesamtproduktionssteigerung der einzelnen Branchen wird für die GIS-Analyse entsprechend für jeden Standort skaliert.

Tabelle 4-2: Produktionsmengen der verschiedenen Branchen für das Jahr 2010, sowie die prognostizierte Produktionsmenge für das Jahr 2050 auf Basis der kumulierten Wachstumsraten

Branche	2010 Produktion in Mio. t/a	2050 Produktion in Mio. t/a	Wachstum kumuliert 2010-2050 ¹⁾
Zement	30,69 ²⁾	25,77	-16,1%
Ammoniak	2,68 ³⁾	2,69	0,5%
Ethylen	5,06 ³⁾	4,90	-3,2%
Walzstahl	36,83 ⁴⁾	32,01	-13,1%
Altpapier	15,38 ⁵⁾	18,26	18,7%
Behälterglas	3,79 ⁶⁾	3,98	5,1%

1) Fraunhofer ISI et al. (2017); 2) VDZ (2010); 3) VCI (2016); 4) Statistisches Bundesamt (2011); 5) VDP (2016); 6) BV Glas (2011)

Nachbarschaftsanalyse für Industriestandorte

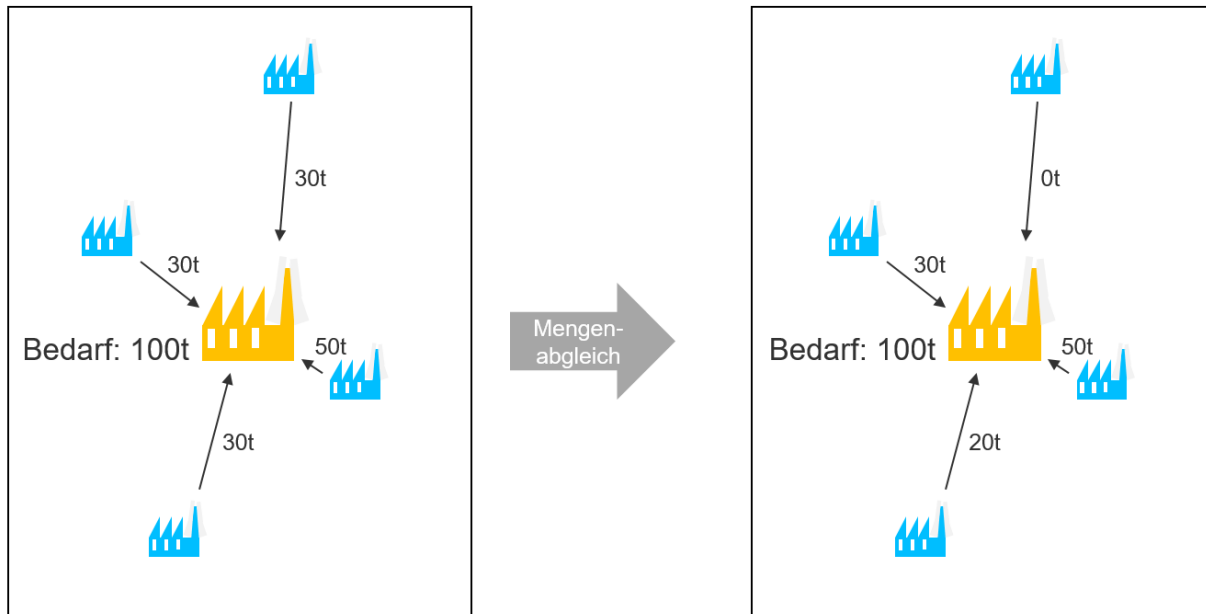
Im zweiten Schritt werden für die ermittelten Kombinationsformen Nachbarschaften der einzelnen Industriestandorte für die betreffenden Produktionsprozesse in Deutschland identifiziert. Hierfür wird ein modellgestützter Ansatz verwendet, welcher über eine GIS-Analyse mögliche Nachbarschaften für die zu untersuchenden Kombinationsformen identifiziert. Die Industriestandorte der Produktionsprozesse sind dabei aus den Anlagendaten für das Jahr 2013 aus Brunke (2017) entnommen und werden teilweise nach eigener Recherche ergänzt. Die seit dieser Erhebung bereits geschlossenen Produktionsstätten werden nicht mitbetrachtet, falls dies bekannt war zum Zeitpunkt der Studienerstellung. Es werden nun zusammenfassend folgende Annahmen für die Industriestandorte getroffen.

- Die örtliche Lage der Industriestandorte bleibt bis zum Jahr 2050 bestehen.
- Die Industriestandorte haben ihre Produktion komplett auf einen der jeweils zu untersuchenden zukünftigen Produktionsprozesse umgestellt.
- Die Produktionsmenge der Industriestandorte entspricht der gegenwärtigen Menge multipliziert mit der Gesamtproduktionssteigerung der einzelnen Branchen (siehe Tabelle 4-2).
- Für die Untersuchung der Kombinationsform für die jeweiligen Industriestandorte muss der Wertstoffbedarf (z. B. CO₂ für das Olefinwerk) komplett von umliegenden Industriestandorten in der Nähe gedeckt werden.

Methodisch wird die Nachbarschaftsanalyse wie folgt durchgeführt. Zunächst wird für jeden Industriestandort, in welchem der Wertstoff anfällt, der jeweils räumlich nächste Industriestandort, der den Wertstoff verwerten könnte identifiziert. Darauf aufbauend kann anhand der prognostizierten Produktionsmengen die zur Verfügung stehende Wertstoffmenge für den verwertenden Standort berechnet werden. Bei einem Überschuss an Wertstoff für einen empfangenden Industriestandort wird jeweils der entfernteste Produktionsstandort, in welchen der Wertstoff anfällt, für die Analysen ausgeschlossen und ein erneuter Mengenabgleich durchgeführt. Dies wird iterativ durchgeführt, bis der jeweilige Bedarf des empfangenden Industriestandortes gedeckt wird; mit der Nebenbedingung, dass der Überschuss am entferntesten Standort zu Stande kommt. Dadurch wird sichergestellt, dass die benötigte Menge des Wertstoffs entlang der kürzest möglichen Distanz transportiert wird. Abbildung 4-5 zeigt beispielhaft die Durchführung des Mengenabgleichs für die Industriestandorte. Dies bedeutet, dass nur Nachbarschaften für die jeweilige Kombinationsformen ausgewertet werden, in denen eine

vollständige Deckung des Rohstoffbedarfs durch die nächsten umliegenden Industriestandorte gewährleistet ist. Aus den Ergebnissen der Analysen ergeben sich detaillierte Aufstellungen der jeweiligen Transportmengen und Transportdistanzen. Im nachfolgenden Abschnitt wird die Methodik zur Berechnung der exergetischen Transportverluste dargestellt.

Abbildung 4-5: Beispielhafte Darstellung zur Durchführung des Mengenabgleichs für Standorte



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Exergetische Bewertung des Transportaufwandes

Im dritten Schritt werden Transportaufwände zum Transport der Wertstoffe (bspw. CO_2) errechnet und in Relation zum exergetischen Mehrwert der Kombinationsform für eine ermittelte Nachbarschaft gesetzt. Die Verwendung eines Stoffes, welcher einen Industriestandort als Wertstoff verlässt und an einem anderen Industriestandort eingesetzt werden kann, ist mit einem (exergetischen) Verlust infolge des Transportes verbunden. Dieser spiegelt sich bei der Nutzung von Stoffströmen durch die für den Transport benötigte Kompressionsarbeit sowie die Verluste infolge eines Druckabfalles durch die Durchströmung des Rohres wieder. Die Methodik der diesbezüglichen Berechnung wird im Folgenden erläutert.

Für die im Folgenden angestellte Berechnung wird der Fokus auf den Exergieaufwand beim Transport durch Pipelines gelegt. Ziel ist es, einen Zusammenhang zwischen exergetischem Aufwand, Massenstrom und Transportdistanz herzuleiten, um daraus Schlüsse über die Sinnhaftigkeit des Transportes zwischen zwei Produktionsstandorten zu ziehen.

Der Transport gasförmiger Stoffe wie Kohlenstoffdioxid (CO_2), Stickstoff (N_2) und Sauerstoff (O_2) wird aufgrund des kommerziellen Einsatzes von CCS-Technologien und der breiten Datenverfügbarkeit anhand des Transportes von CO_2 erläutert. Diese Grundlagen zur Berechnung des energetischen bzw. exergetischen Transportverlustes können analog für den Transport von Stickstoff und Sauerstoff angewendet werden.

Der Energieaufwand für den Transport eines Fluids entspricht dem Energieaufwand für anfängliche Druckerhöhung zur Beförderung von Fluid ($W_{\text{Kompression}}$) und der Transportarbeit in der Pipeline infolge der Reibungsverluste ($W_{\text{Transport}}$) (Peletiri et al. 2018).

$$W_{\text{Exergieverlust}} = W_{\text{Kompression}} + W_{\text{Transport}} \quad 4-2$$

Die Druckerhöhung wird durch einen Kompressor realisiert, welcher mit Strom betrieben wird. Da Strom aus reiner Exergie besteht, entspricht der Energieaufwand zur Kompression und zum Transport gleich dem Exergieaufwand.

Fluide, wie bspw. CO₂, werden i.d.R. weder in einem gasförmigen, noch in einem flüssigen, sondern in einem sogenannten überkritischen Zustand transportiert. Ein überkritisches Fluid ist erwünscht, da es durch die hohe Dichte große Massenströme ermöglicht, dadurch scharfe Veränderungen der Kompressibilität im Fluid vernachlässigbar werden und der Druckverlust in der Pipeline um ein Vielfaches geringer ist. Die Anfangskompressionsarbeit wird benötigt, um das Fluid aus dem Ausgangszustand auf einen für den Transport im Pipelinesystem gewünschten überkritischen Zustand zu bringen (MCCOY und RUBIN 2007).

Die benötigte Energie zur Anfangskompression $W_{\text{Kompression}}$ wird über den 1. und 2. Hauptsatz der Thermodynamik berechnet.

$$W_{\text{Kompression}} = \frac{m * ((h_2 - h_1) - T_u * (s_2 - s_1))}{\eta_{\text{Kompressor}}} \quad 4-3$$

Der transportierte Massenstrom des Fluids wird dabei durch m beschrieben. Der Kompressor arbeitet nach Zhang et al. (2006) mit einem Wirkungsgrad η von 50%. h_1 gibt die spezifische Enthalpie des Fluids im Zustand vor der Kompression wieder, welcher in den meisten Fällen dem Umgebungszustand entspricht. h_2 gibt die spezifische Enthalpie des Fluids im gewünschten Zustand für den Transport wieder, welcher im überkritischen Bereich liegt. Dabei wird das Fluid auf einen Druck komprimiert, der den kritischen Druck des Fluids um einen Sicherheitswert von 20 bar überschreitet. Bspw. beträgt der kritische Druck von CO₂ 73,8 bar, sodass das Fluid für den Transport auf ca. 94 bar komprimiert wird.

Durch Reibung in der Pipeline kommt es zu einem Druckabfall des Fluids, wodurch das Fluid über lange Distanzen den kritischen Druck unterschreiten kann und somit in den gasförmigen Zustand übergeht. Um dies zu vermeiden, werden Zwischenverdichter eingebaut, die in regelmäßigen Abständen das Fluid verdichten.

Die benötigte Energie, die zum Ausgleichen der anfallenden Transportverluste infolge der Rohrreibung aufgebracht werden muss, wird durch folgende Formel berechnet:

$$W_{\text{Transport}} = \frac{\Delta p * Q}{\eta} \quad 4-4$$

Der Volumenstrom des Fluids wird durch Q und der Wirkungsgrad des Kompressors η , welcher analog zur Berechnung der Kompressionsarbeit 50% beträgt, wiedergegeben. Der Druckverlust ist abhängig von der Transportlänge L und wird nach Peletiri et al. (2018) über folgende Formel berechnet:

$$\Delta p = \frac{8f\dot{m}^2}{\rho\pi^2 D^5} \quad 4-5$$

Zur Berechnung des Druckabfalls muss zunächst der Durchmesser der Pipeline D für den gegebenen Zustand und Massenstrom des Fluids berechnet werden. Hierfür wird die in Peletiri et al. (2018) verwendete Formel verwendet:

$$D_{opt} = 0,363Q^{0,45}\rho^{0,13}\mu^{0,025} \quad 4-6$$

Anhand dieser Vorgehensweise kann der Exergieverlust durch die benötigte Kompressionsarbeit und des Transportverlustes zum Einsatz eines CO₂-Stromes an einem anderen Einsatzort abhängig von der Entfernung berechnet werden. Analog kann dies für die Stoffe Sauerstoff und Stickstoff unter Verwendung der überkritischen Zustandsgrößen erfolgen. Der kritische Druck von Sauerstoff beträgt 50 bar und der von Stickstoff 34 bar.

Berücksichtigung des Transportaufwandes bei der Bewertung

Im vierten Schritt wird schlussendlich die ermittelte Nachbarschaft für die jeweilige Kombinationsform mit Berücksichtigung des Transportaufwandes exergetisch bewertet. Die Methodik hierfür orientiert sich wieder grundsätzlich an Kapitel 2. D.h. es werden Quotienten zwischen exergetischem Nutzen und Aufwand gebildet mit dem Zusatz, dass der Aufwand für den Transport der Wertstoffe explizit mitberücksichtigt wird. Gleichung 4-7 deutet dies formlos an: $\dot{E}_{IN (reduziert)}$ deutet eine Aufwands-summe an, die im Vergleich ohne Symbiose für die betrachteten Prozesse niedriger ist, da eine stoffliche Nutzung von Wertstoffen (bzw. Abfällen) stattfindet oder Anlagen zwischen den Prozessen geteilt werden (bspw. eine Luftzerlegungsanlage). An dieser Stelle wird somit der exergetische Aufwand reduziert. $W_{Exergieverlust}$ stellt jedoch den zusätzlichen Aufwand für den Transport der Stoffströme dar. An dieser Stelle wird der Aufwand erhöht.

$$\eta_{IN, mit Aufwand} = \frac{\sum \dot{E}_{Use}}{\sum \dot{E}_{IN (reduziert)} + W_{Exergieverlust}} \quad 4-7$$

4.3 Ergebnisse der modellbasierten exergetischen Bewertung

Im Folgenden werden die Ergebnisse der modellbasierten (exergetischen) Bewertung für die in Abschnitt 4.1 ermittelten Kombinationsformen dargestellt. Dabei wird das zweistufige Verfahren entsprechend der Methodik aus Abschnitt 4.2 verwendet.

4.3.1 Bewertung ohne Transportaufwand

Von den in Abschnitt 4.1 ermittelten 15 theoretischen (stofflichen) Kombinationsformen weisen 13 einen exergetischen Mehrwert auf, wenn die Methodik entsprechend Abschnitt 4.2.1 angewendet wird. D. h. für 13 der 15 Kombinationsformen kann theoretisch ein exergetischer Mehrwert entsprechend der hier angewendeten Bilanzierung erzielt werden. Für die übrigen zwei wird kein Mehrwert ermittelt, auch wenn Transportverluste noch nicht berücksichtigt werden.

Die maximale Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades für diese 13 Kombinationsformen ist in den Tabellen 4-3 bis 4-5 dargestellt. Zudem wird in den Tabellen dargestellt, wie viel Exergie maximal durch die jeweiligen Kombinationsformen eingespart werden könnte, wenn diese Kombinationsformen für die komplette Produktionsmenge der gesamten Wirtschaft (also die Menge entsprechend Tabelle 4-2 für 2050) vollständig umgesetzt werden würden (Spalte maximaler absoluter Exergiegewinn). So ergibt bspw. eine stoffliche Weiterverwendung von CO₂ aus der Stahlerzeugung mit CCU in der Olefinherstellung einen Exergiegewinn von 0,01%-Punkten; in absoluten Mengen könnte dies jedoch in einem theoretischen Exergiegewinn von 0,4 PJ münden. Im Vergleich werden für die Produktion einer Tonne Stahl ca. 170 GJ Exergie benötigt.

Tabelle 4-3: Nutzenmatrix und exergetische Bewertung für die stoffliche Nutzung von CO₂ (ohne Berücksichtigung von Transportverlusten).

Abgeben- der Prozess	Aufneh- mender Prozess	Exergie- gewinn in %- Punkten	Maximaler absoluter Exergie- gewinn in PJ	Variante / Erläuterungen
Stahl mit Hochofen und CCU	Olefine aus CO ₂ & H ₂	0,01%	0,4	Nutzung des stofflichen CO ₂ aus der Stahlherstellung in der Olefinindustrie
Stahl mit DRI (H ₂)		0,00%	0,4	Nutzung des stofflichen CO ₂ aus der Stahlherstellung in der Olefinindustrie
Stahl mit DRI (Syngas)		0,01%	1,8	Nutzung des stofflichen CO ₂ aus der Stahlherstellung in der Olefinindustrie, sowie des überschüssigen O ₂ der Olefinproduktion in der Stahlherstellung
Glas mit Oxy-Fuel und Syngas		0,99%	42,0	Nutzung des stofflichen CO ₂ aus der Glasindustrie in der Olefinindustrie, sowie des überschüssigen O ₂ aus der Elektrolyse der Olefinproduktion für das Oxy-Fuel-Verfahren in der Glasindustrie ^{XXXI}
Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse		0,01%	0,4	Nutzung des stofflichen CO ₂ aus der Zementherstellung in der Olefinindustrie
Zement mit Oxy-Fuel & LZA		0,54%	15,0	Nutzung des stofflichen CO ₂ aus der Zementherstellung in der Olefinindustrie, sowie des überschüssigen O ₂ aus der Olefinproduktion in der Zementproduktion

^{XXXI} Durch die Skalierung der Mengen des CO₂ ist auch die Menge des O₂ in einem interessanten Bereich. Es werden 7349t bei der Olefinproduktion produziert und 6868t in der Glasherstellung benötigt.

Tabelle 4-4: Nutzenmatrix und exergetische Bewertung für die stoffliche Nutzung von O₂ (ohne Berücksichtigung von Transportverlusten).

Abgebender Prozess	Aufnehmender Prozess	Exergie-gewinn in %-Punkten	Maximaler absoluter Exergie-gewinn in PJ	Variante / Erläuterungen
Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	Zement mit Oxy-Fuel & LZA	0,50%	2,3	Nutzung des O ₂ aus der Ammoniakherstellung in der Zementherstellung, LZA in der Zementherstellung fällt weg
Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	Glas mit Oxy-Fuel und Syngas	0,55%	0,9	Nutzung des O ₂ der Ammoniakherstellung in der Glasherstellung, LZA in der Glasherstellung fällt weg
Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	Stahl mit DRI (Syngas)	-0,04%	-0,7	Nutzung des O ₂ der Ammoniakherstellung in der Stahlherstellung
Stahl mit DRI (H ₂)	Zement mit Oxy-Fuel & LZA	0,23%	2,3	Nutzung des O ₂ der Elektrolyse der Stahlherstellung in der Zementherstellung, LZA in der Zementherstellung fällt weg
Stahl mit DRI (H ₂)	Glas mit Oxy-Fuel und Syngas	0,22%	0,9	Nutzung des O ₂ der Elektrolyse der Stahlherstellung in der Glasherstellung, LZA in der Glasherstellung weg
Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse	Stahl (DRI Syngas)	-0,03%	-0,7	Nutzung des O ₂ der Elektrolyse der Zementproduktion in der Stahlherstellung
Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse	Glas mit Oxy-Fuel und Syngas	0,09%	0,9	Nutzung des O ₂ der Elektrolyse der Zementproduktion in der Glasherstellung, LZA in der Glasherstellung fällt weg

Tabelle 4-5: Nutzenmatrix und exergetische Bewertung für die stoffliche Nutzung von N₂ (ohne Berücksichtigung von Transportverlusten).

Abgebender Prozess	Aufnehmender Prozess	Exergie-gewinn in %-Punkten	Maximaler absoluter Exergie-gewinn in PJ	Variante / Erläuterungen
Zement mit Oxy-Fuel & LZA	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	1,73%	3,7	Nutzung des N ₂ der LZA der Zementproduktion in der Ammoniakherstellung, LZA in der Ammoniakproduktion fällt weg ^{xxxii}
Glas mit Oxy-Fuel und Syngas)	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	0,32	0,6	Nutzung des N ₂ der LZA der Glasproduktion in der Ammoniakherstellung verwendet, LZA in der Ammoniakproduktion fällt weg ^{xxxiii}

4.3.2 Bewertung mit Transportaufwand

In vorigen Abschnitt wurden 13 theoretische Kombinationsformen ermittelt, die einen exergetischen Mehrwert aufweisen, wenn keine Transportverluste berücksichtigt werden. Wird die Methodik entsprechend Abschnitt 4.2.2 für diese Formen angewendet, dann verbleiben 4 Kombinationsformen, für die Nachbarschaften ermittelt werden, bei denen folgendes gegeben ist:

- ▶ für die ermittelten Nachbarschaften der jeweiligen Kombinationsform ist die Menge des Wertstoffes für eine überbetriebliche Nutzung ausreichend vorhanden; und
- ▶ die ermittelten Nachbarschaften der jeweiligen Kombinationsform haben auch mit Berücksichtigung des Transportaufwandes zum Transport der Wertstoffe insgesamt einen exergetischen Mehrwert.

D.h. 4 Kombinationsformen verbleiben mit einem exergetischen Mehrwert nach der zweiten Stufe der modellbasierten Analyse. Eine zusammenfassende Darstellung der Analyseergebnisse für diese Kombinationsformen ist in Tabelle 4-6 dargestellt.

^{xxxii} Zusätzlich könnte der überschüssige Sauerstoff der Elektrolyse in der Ammoniakproduktion in der Zementherstellung verwendet werden. Da der Sauerstoffbedarf der Zementproduktion aber durch die LZA in der Zementproduktion schon vollständig gedeckt wird, kann dieser nicht verwendet werden.

^{xxxiii} Zusätzlich könnte der überschüssige Sauerstoff der Elektrolyse in der Ammoniakproduktion in der Glasherstellung verwendet werden. Da der Sauerstoffbedarf der Glasproduktion aber durch die LZA in der Glasproduktion schon vollständig gedeckt wird, kann dieser nicht verwendet werden.

Tabelle 4-6: Ergebnisse für Bewertung mit Transportaufwand

Abgebender Prozess	Aufnehmender Prozess	Stoff	Nachbarschaft mit genügend Menge	Nachbarschaft mit ex. Mehrwert	Effizienzgewinn (exergetisch) in %-Punkten	
					Min.	Max.
Stahl mit Hochofen und CCU	Olefine aus CO ₂ & H ₂	CO ₂	5	0	-	-
Stahl mit DRI (H ₂)			0	0	-	-
Stahl mit DRI (Syngas)			0	0	-	-
Glas mit Oxy-Fuel und Syngas			0	0	-	-
Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse			0	0	-	-
Zement mit Oxy-Fuel & LZA			1	1	0,34	0,34
Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse	Glas mit Oxy-Fuel und Syngas	O ₂	14	9	0,02	0,06
Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	Zement mit Oxy-Fuel & LZA		5	0	-	-
Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	Glas mit Oxy-Fuel und Syngas		5	0	-	-
Stahl mit DRI (H ₂)	Zement mit Oxy-Fuel & LZA		8	0	-	-
Stahl mit DRI (H ₂)	Glas mit Oxy-Fuel und Syngas		5	0	-	-
Zement mit Oxy-Fuel & LZA	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA	N ₂	5	5	0,83	1,46
Glas mit Oxy-Fuel und Syngas)	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA		5	2	0,02	0,14

Die 4 verbleibenden Kombinationsformen werden in den folgenden Abschnitten detaillierter dargestellt. Hierfür wird zunächst je Kombinationsform die Art der stofflichen Nutzung erläutert. Danach wird die räumliche Verteilung der unterschiedlichen Produktionsstandorte anhand einer Karte dargestellt. Des Weiteren wird angegeben, für viele Nachbarschaften der jeweiligen Kombinationsform eine Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades errechnet wurde. Zudem wird angegeben in welcher Bandbreite die exergetische Verbesserung für die Nachbarschaften liegt. Abschließend werden in Abschnitt 5.2.8 die Ergebnisse für alle untersuchten Kombinationsformen zusammenfassend dargestellt und es werden zentrale Quintessenzen herausgestellt.

4.3.2.1 Stickstoffnutzung aus der Zementherstellung für die Ammoniakherstellung

Für die Betrachtung dieser Kombinationsform werden die folgenden zwei Produktionsprozesse kombiniert:

- ▶ Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage und
- ▶ Ammoniakherstellung mit Wasserelektrolyse, Luftzerlegung & Haber-Bosch-Verfahren.

Hierbei kann überschüssiger Stickstoff aus der Zementproduktion in der Ammoniakproduktion verwendet werden. Der überschüssige Stickstoff der Zementproduktion stammt aus der Luftzerlegungsanlage. Dadurch wird in der Ammoniakproduktion keine eigene Luftzerlegungsanlage benötigt. Zusätzlich könnte der überschüssige Sauerstoff der Elektrolyse der Ammoniakproduktion in der Zementherstellung verwendet werden. Da der Sauerstoffbedarf der Zementproduktion aber bereits durch die Luftzerlegungsanlage schon vollständig gedeckt wird, kann dieser nicht verwendet werden.

Abbildung 4-6 zeigt alle Produktionsstandorte von Zement und Ammoniak in Deutschland. Für die vorliegende Kombinationsform wurden fünf Nachbarschaften zwischen Zement- und Ammoniakwerken untersucht. Diese sind in der Abbildung mit Linien verbunden. Für jede der fünf untersuchten Nachbarschaften steht in der Analyse genügend Stickstoff für die Ammoniakproduktion zur Verfügung.

Für alle 5 untersuchten Nachbarschaften wurde eine leichte Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades der Kombinationsform im Vergleich zur isolierten Betrachtung der jeweiligen Produktionsprozesse errechnet. Die Steigerung liegt je Nachbarschaft zwischen 0,8 und 1,5 Prozentpunkten.

Abbildung 4-6: Standörtliche Kombination der Zement- und Ammoniakindustrie



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

4.3.2.2 Stickstoffnutzung aus der Glasherstellung für die Ammoniakherstellung

Für die Betrachtung dieser Kombinationsform werden die folgenden zwei Produktionsprozesse kombiniert:

- ▶ Glasherstellung durch den Einsatz einer Oxyfuel-Wanne und synthetischem Methan und
- ▶ Ammoniakherstellung mit Wasserelektrolyse, Luftzerlegung & Haber-Bosch-Verfahren.

Bei dieser Kombinationsform wird der Stickstoff, welcher als Abfallstoff aus der Luftzerlegungsanlage der Glasproduktion anfällt, als Rohstoff in der Ammoniakherstellung verwendet. Dadurch wird in der Ammoniakproduktion keine eigene Luftzerlegungsanlage benötigt.

Abbildung 4-7 zeigt alle Produktionsstandorte von Glas und Ammoniak in Deutschland. Für die vorliegende Kombinationsform wurden fünf Nachbarschaften zwischen Glas- und Ammoniakwerken untersucht. Diese sind in der Abbildung mit Linien verbunden. Für jede der fünf untersuchten Nachbarschaften steht in der Analyse ausreichend Stickstoff für die Ammoniakproduktion zur Verfügung.

Für 2 der 5 untersuchten Nachbarschaften wurde eine marginale Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades der Kombinationsform im Vergleich zur isolierten Betrachtung der jeweiligen Produktionsprozesse errechnet. Die marginale Steigerung liegt je nach Ausprägung zwischen 0,02 und 0,1 Prozentpunkten.

Abbildung 4-7: Standörtliche Kombination der Glas- und Ammoniakindustrie



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

4.3.2.3 Sauerstoffnutzung aus der Zementherstellung für die Glasherstellung

Für die Betrachtung dieser Kombinationsform werden die folgenden zwei Produktionsprozesse kombiniert:

- ▶ Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel, Elektrolyse und Methanisierung und
- ▶ Glasherstellung durch den Einsatz einer Oxyfuel-Wanne und synthetischem Methan.

Bei dieser Kombinationsform wird der Sauerstoff, welcher als Abfallstoff aus der Elektrolyse der Zementproduktion anfällt, als Wertstoff in der Glasproduktion mittels Oxy-Fuel Verfahren verwendet. Dadurch wird in der Glasproduktion keine eigene Luftzerlegungsanlage benötigt. Dadurch ergibt sich zusätzlich zum exergetischen Gewinn durch die stoffliche Nutzung des O_2 auch ein exergetischer Gewinn durch den Wegfall der Luftzerlegungsanlage in der Glasindustrie.

Abbildung 4-8 zeigt alle Produktionsstandorte von Zement und Glas in Deutschland. Für die vorliegende Kombinationsform wurden 14 Nachbarschaften zwischen Zement- und Glaswerken untersucht. Diese sind in der Abbildung mit Linien verbunden. Für jede der untersuchten Nachbarschaften steht in der Analyse ausreichend Sauerstoff für die Glasherstellung zur Verfügung.

Für 9 der 14 untersuchten Nachbarschaften wurde eine marginale Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades der Kombinationsform im Vergleich zur isolierten Betrachtung der jeweiligen Produktionsprozesse errechnet. Die marginale Steigerung liegt je nach Ausprägung zwischen 0,02 und 0,06 Prozentpunkten.

Abbildung 4-8: Standörtliche Kombination der Zement- und Glasindustrie



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

4.3.2.4 Kohlenstoffdioxid aus der Zementherstellung für die Olefinherstellung

Für die Betrachtung dieser Kombinationsform werden die folgenden zwei Produktionsprozesse kombiniert:

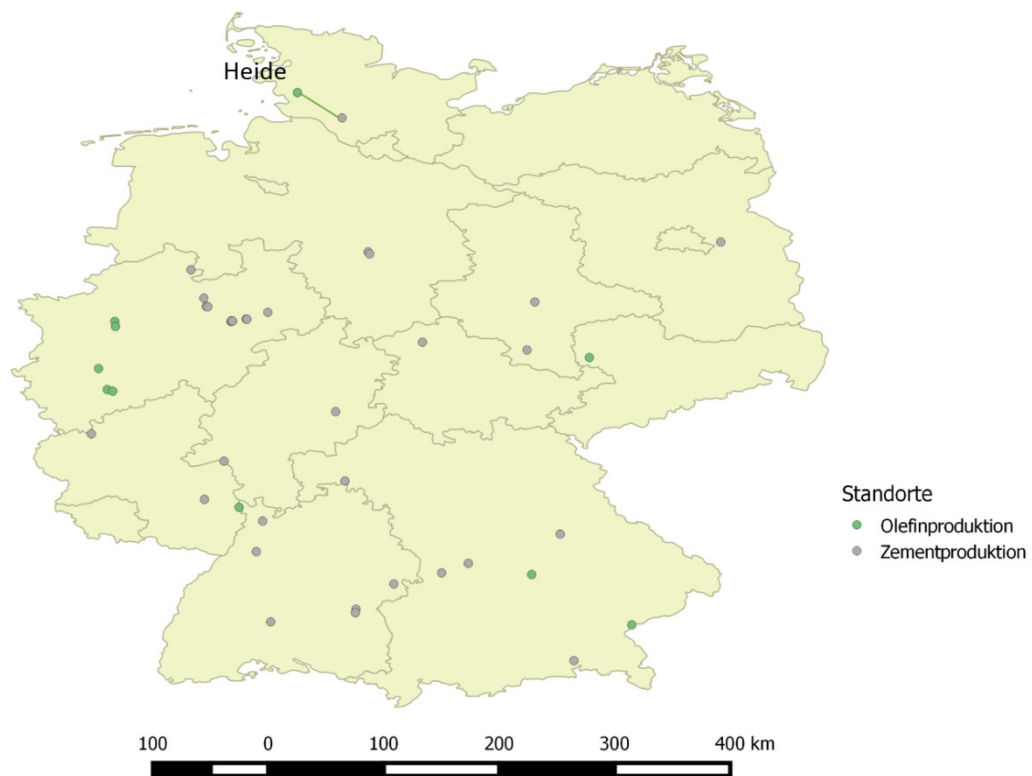
- ▶ Zementherstellung im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage und
- ▶ Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO_2 & H_2) und Methanol-to-Olefine (MTO).

Bei dieser Kombinationsform wird das Kohlenstoffdioxid, welches als Abfallstoff im Abgas aus der Zementproduktion anfällt, als Wertstoff in der Olefinproduktion verwendet. Zudem wird überschüssiger Sauerstoff aus der Olefinproduktion in der Zementproduktion für die Verbrennung verwendet.

Abbildung 4-8 zeigt alle Produktionsstandorte für Zement und Olefine in Deutschland. Für die vorliegende Kombinationsform wurde eine Nachbarschaft zwischen Zement- und Olefinwerken untersucht. Diese ist in der Abbildung mit einer Linie verbunden.

Für eine Nachbarschaft wurde eine leichte Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades der Kombinationsform im Vergleich zur isolierten Betrachtung der jeweiligen Produktionsprozesse errechnet. Die Steigerung beträgt etwa 0,3 Prozentpunkte.

Abbildung 4-9: Standörtliche Kombination der Zement- und Glasindustrie



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

5 Abschließende Betrachtung

In einer abschließenden Betrachtung wird zunächst auf die Eignung der definierten Bewertungsindikatoren eingegangen (Abschnitt 5.1). Danach werden die gesammelten Ergebnisse für die jeweils untersuchten Produktionsprozesse je Branche zusammenfassend dargestellt. Desweiteren werden die Ergebnisse für die Indikatoren für die untersuchten Produktionsprozesse tabellarisch zusammenfassend dargestellt und kritisch reflektiert. Zudem werden zentrale Erkenntnisse aus der Analyse der Kombinationsformen zusammenfassend dargelegt (Abschnitt 5.2). Abschließend erfolgt eine Darstellung des Mehrwerts der exergetischen Analyse wie sie in dieser Studie durchgeführt worden ist (Abschnitt 5.3).

5.1 Eignung der definierten Bewertungsindikatoren

Im Folgenden wird auf die Eignung der verwendeten Indikatoren und deren jeweilige Vor- und Nachteile eingegangen. Die dargelegten Vor- und Nachteile haben subjektiven Charakter und wurden gemeinsam vom Projektteam im Rahmen einer Projektsitzung erarbeitet und dokumentiert.

Energetische Indikatoren

Die energetischen Bewertungsindikatoren werden zum einen durch den spezifischen Primärenergieverbrauch und zum anderen durch den spezifischen Endenergieverbrauch ausgedrückt, welche zur Herstellung einer Tonne des Produktes benötigt werden.

Tabelle 5-1: Vor- und Nachteile der energetischen Bewertungsindikatoren

Vorteile	Nachteile
Verständliche Interpretation	Keine direkte Aussagen über Treibhausgasemissionen
Abwägung bei der Auswahl von Produktionsprozessen	Nur Endenergie: keine Aussage über Umwandlungssektor
Bezug auf Produkt ermöglicht Vergleich unterschiedlicher Produktionsprozesse für die Herstellung eines Produkts	Nur Primärenergie: keine Aussage über Energieeffizienz unterschiedlicher Produktionsprozesse
-	Die PEF variieren je Norm/Studie, insbesondere für erneuerbare Energien
-	Nur Erfassung von energetischen Strömen

Durch die Unterscheidung in Primär- und Endenergieverbrauch wird eine verständliche Bewertung der Prozesse erreicht. Sie ermöglichen es, eine Auswahl der Produktionsprozesse durch eine fundierte Abwägung unter Berücksichtigung der einzusetzenden Energieträger zu treffen. Außerdem wird es durch die produktspezifische Betrachtung möglich, unterschiedliche Technologien für die Herstellung eines Produkts zu vergleichen. Der Indikator ist für die breite Öffentlichkeit verständlich und kann somit einfach interpretiert werden.

Die Beurteilung von Produktionsprozessen anhand der definierten energetischen Bewertungsindikatoren hat allerdings auch Nachteile. So werden bei deren Ermittlung lediglich energetisch genutzte Energieträger berücksichtigt, also weder Energieträger noch sonstige Rohstoffe zur stofflichen Verwertung bilanziert. Aus dem spezifischen Energieverbrauch kann außerdem keine direkte Aussage zu

den emittierten Treibhausgasemissionen getätigt werden. Aus einer alleinigen Betrachtung der Endenergie lässt sich keine Erkenntnisse über den Umwandlungssektor und aus einer alleinigen Betrachtung der Primärenergie keine Erkenntnisse über die Energieeffizienz unterschiedlicher Produktionsprozesse gewinnen. Bei der Berechnung der spezifischen Primärenergie ist zusätzlich zu erwähnen, dass diese auf Basis eines definierten Primärenergiefaktors ermittelt wird. Dieser Primärenergiefaktor berücksichtigt die anfallenden Verluste eines Energieträgers bis zu seiner Nutzung als Endenergie und variiert je nach verwendeter Studie.

Exergetische Indikatoren

Die exergetischen Bewertungsindikatoren setzen sich aus dem exergetischen Wirkungsgrad und dem Verlustgrad des Produktionsprozesses zusammen. Der Verlustgrad wird zusätzlich in äußerer und innerer Verlustgrad unterteilt.

Tabelle 5-2: Vor- und Nachteile der exergetischen Bewertungsindikatoren

Vorteile	Nachteile
Einheitliche Bewertung von Stoff- und Energieströmen (Ressourceneffizienz)	Kein Bezug zu Treibhausgasemissionen
Identifikation von Ineffizienzen	Zeigt keine Lösungen auf
Definition einer Reihenfolge bei der Prozessoptimierung	Ergebnis abhängig von Bilanz-/Systemgrenze
Berücksichtigung der Energiequalität	Ergebnis abhängig vom Umgebungsmodell
Aufbau von Prozessverständnis	Aufwendig/Wissensintensiv
Analyse von Potenzialen von standörtliche Kombinationsformen, industrielle Symbiose	Schwierige Kommunikation im Rahmen der wissenschaftlichen Politikberatung
-	Referenzprozess für Bewertung erforderlich

Durch exergetische Bewertungsindikatoren wird eine einheitliche Bewertung von Stoff- und Endenergieströmen möglich, wodurch Schlüsse über die Ressourceneffizienz gezogen werden können. Zudem können anhand der Wirkungsgrade thermodynamische Ineffizienzen identifiziert und eine Reihenfolge bei der Prozessoptimierung definiert werden. Außerdem wird bei dieser Bewertungsvariante die Energiequalität berücksichtigt und ein umfassendes Prozessverständnis aufgebaut. Des Weiteren können Potenziale von standörtlichen Kombinationsformen und somit industrieller Symbiose analysiert werden.

Diese Bewertungsmethode weist allerdings auch Schwächen auf. Die exergetischen Bewertungsindikatoren haben keine direkte Aussagekraft bezüglich der anfallenden Treibhausgasemissionen. Durch die exergetische Betrachtung lassen sich thermodynamische Ineffizienzen aufdecken, allerdings liefert sie keine direkte Lösung wie diese verringert werden können. Darüber hinaus sind die Ergebnisse von den definierten Bilanz-/ Systemgrenzen und dem verwendeten Umgebungsmodell abhängig. Bei der exergetischen Analyse handelt es sich um eine aufwändige und wissensintensive Betrachtung, bei der eine Anzahl an Parametern und die genauen Abläufe der Produktionsprozesse bekannt sein müssen. Die Ergebnisse der exergetischen Analyse sind komplexer als die einer rein energetischen Betrachtung und schwierig zu interpretieren, woraus sich Komplikationen in der Kommunikation im Rahmen der wissenschaftlichen Politikberatung ergeben können. Zur Einordnung und Beurteilung der exergetischen

Bewertungsindikatoren in Form eines Wirkungsgrades sind zudem immer zwingend Referenzprozesse nötig, mit welchen die untersuchten alternativen Produktionsprozesse verglichen werden können.

Ökologische Indikatoren

Die ökologischen Bewertungsindikatoren sind in dieser Studie zum einen die spezifischen CO₂-Emissionen und zum anderen die spezifischen Treibhausgasemissionen eines Produktionsprozesses zur Herstellung einer Tonne des Produktes. Die Emissionen werden zusätzlich in energiebedingte und prozessbedingte Emissionen unterschieden. Dieser Indikator hat eine zentrale Bedeutung für die Erreichung der klimapolitischen Ziele.

Tabelle 5-3: Vor- und Nachteile der ökologischen Bewertungsindikatoren

Vorteile	Nachteile
Eindeutige Darstellung/Ableitung von Treibhausgasemissionen (<i>ceteris paribus</i>)	Differenzierung zwischen prozess- und energiebedingten Emissionen schwierig. Häufig politisch induziert, hat wirtschaftliche Konsequenzen
Differenzierung zwischen energie- und prozessbedingten Emissionen ermöglicht Identifikation von Technologiebedarf	Annahmen zum Strommix insbesondere für Projektionen relevant (vor allem mit Blick auf die Bewertung von Elektrifizierungsmaßnahmen)
-	Bewertung von Emissionen bei der Nutzung von Abfällen (bspw. Waste-to-Methanol) kritisch. Problem: Welchem Sektor werden die Emissionen aus der Abfallverbrennung zugeordnet?
-	Datenerfassung aufwendig

Durch die Unterscheidung in energiebedingte und prozessbedingte Emissionen können die relevanten prozessbedingten CO₂-Emittenten aufgezeigt werden. Dadurch lässt sich der Bedarf an Technologien zur Reduktion der prozessbedingten CO₂-Emissionen besser eingrenzen und eine mögliche Förderung der Entwicklung dieser Technologien vorantreiben. Des Weiteren können durch diesen Indikator die THG-Emissionen zur Herstellung einer Tonne Produkt direkt bestimmt und mit anderen Technologien verglichen werden. Der Indikator ist für die breite Öffentlichkeit verständlich und kann somit einfach interpretiert werden.

Die Differenzierung in energiebedingte und prozessbedingte Emissionen hat aber auch Nachteile. Bei manchen Prozessen sind die stofflichen von den energetischen Emissionen nicht eindeutig zu trennen. Problematisch ist dieser Indikator auch mit Hinblick auf die Emissionen, die durch die stoffliche und energetische Nutzung von Abfallstoffen entstehen. Die Emissionen durch die Verbrennung des Abfalls würden auch ohne dessen Wiederverwendung in den entsprechenden Produktionsprozessen anderer Sektoren anfallen. Da die Beseitigung des Abfalls ohnehin erfolgen muss, ist die Betrachtung der Emissionen durch die Nutzung der Abfälle als kritisch zu bewerten. Es herrscht also ein "Zielkonflikt" zwischen der Reduktion der Emissionen des Produktionsprozesses und der sinnvollen Wiederverwendung von Abfällen. Das Weiteren ist dieser Indikator politisch durch die Vorgaben des Kyoto-Protokolls induziert und hat damit auch wirtschaftliche Konsequenzen durch den europäischen Emissionshandel. Ein weiterer Nachteil dieses Indikators ist die starke Abhängigkeit von der Entwicklung der Emissionen des Strommarktes. Da die meisten zukünftigen Produktionsprozesse eine starke Elektrifizierung durchlaufen, sind die spezifischen Emissionen der Elektrizitätswirtschaft maßgebend. Die Entwicklung der Elektrizitätswirtschaft lässt sich allerdings nicht detailliert vorhersagen und ist auch von

vielen Faktoren wie politischen Entscheidungen oder Energieträgerpreisen abhängig. Zuletzt ist noch die zur Bestimmung der spezifischen CO₂- und THG-Emissionen notwendige Datenerfassung zu nennen, die sich für die Industrieunternehmen und große Emittenten oft aufwendig gestaltet.

Ökonomische Indikatoren

Der betrachtete ökonomische Indikator ist: "Spezifische Energiekosten pro Tonne Produkt". In diesem Indikator werden zum einen die Kosten für die jeweiligen Energieträger (inklusive Steuern und Abgaben, ohne Mehrwertsteuer) und die Kosten der CO₂-Zertifikate berücksichtigt.

Tabelle 5-4: Vor- und Nachteile der ökonomischen Bewertungsindikatoren

Vorteile	Nachteile
Vergleich der spez. Energiekosten (Energieträger + CO ₂ -Zertifikate) bei Fortführung der gegenwärtigen Produktionsprozesse mit den zukünftigen Produktionsprozessen.	Ersetzt keine finanzmathematische Analyse, somit keine Empfehlung mit Blick auf den Investitionsentscheid.
-	Differenzierung zwischen stofflicher und energetischer Nutzung (bspw. bei Ammoniak)
-	Kein Bezug zu Treibhausgasemissionen.
-	Kostenanteile für Energieträger und CO ₂ -Zertifikate nicht aufgeschlüsselt

Ein Vorteil dieses Indikators ist, dass die spezifischen Energiekosten des gegenwärtigen Produktionsprozesses sehr einfach mit denen des zukünftigen Produktionsprozesses verglichen werden können. Dabei werden sowohl die Kosten für die Energieträger, als auch die Kosten für die CO₂-Zertifikate berücksichtigt und zusammengefasst in einem Indikator dargestellt. Dadurch können die Alternativen einfach miteinander verglichen werden und eine Abschätzung des Aufwands für den Verfahrenswechsel erfolgen. Zusätzlich ist dieser Indikator der breiten Öffentlichkeit leicht zugänglich und verständlich.

Nachteilig bei diesem Indikator ist, dass dieser keine finanzmathematische Analyse ersetzt. Das bedeutet, dass Investitionsentscheidungen für neue Prozesstechnologien nicht alleine auf Grund dieses Indikators erfolgen sollten. Des Weiteren besteht eine gewisse Prognoseunsicherheit, da nach heutigem Wissensstand unklar ist, nach welchen Regeln die Zuteilung der CO₂-Zertifikate für das Jahr 2050 erfolgen wird. Zudem können die einzelnen Anteile der Kosten für Energieträger und CO₂-Zertifikate den spezifischen Gesamtkosten nicht entnommen werden. Dadurch ist ein Bezug zu den THG-Emissionen nicht ohne weitere Kenntnisse möglich.

5.2 Zusammenfassungen für die untersuchten Prozesse

Im Folgenden werden die gesammelten Ergebnisse für die jeweils untersuchten Produktionsprozesse je Branche zusammenfassend dargestellt. Dabei wird insbesondere auf die untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse eingegangen und quantifizierte Angaben der Bewertungsindikatoren auf die zukünftigen Produktionsprozesse im Jahr 2050 bezogen.

5.2.1 Papier

Eine Dekarbonisierung des gegenwärtigen Produktionsprozesses von Papier wird innerhalb dieser Studie durch eine mögliche zukünftige Produktionsroute dargestellt. Im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess liegt der hauptsächliche Unterschied im reduzierten benötigten Wärmebedarf in der Trockenpartie der Papiermaschine durch den **Einsatz innovativer Trocknungsprozesse** und der zusätzlichen Bereitstellung der Prozesswärme durch eine **Wärmepumpe**.

Bei der Produktion von Papier wird dabei zwischen den vier Papiersorten Schreib- und Druckpapier, LWC- und HC-Papier, Hygienepapier und Verpackungspapier unterschieden. Der Produktionsprozess der verschiedenen Papiersorten verläuft dabei identisch, aufgrund der unterschiedlichen geforderten Qualitätseigenschaften der Papiere variiert der benötigte Energie- und Rohstoffbedarf.

Aus **energetischer Sicht** führt der zukünftige Produktionsprozess für die vier betrachteten Papiersorten zu einer Reduzierung des benötigten spezifischen Energieverbrauchs. Diese Reduzierung wird hauptsächlich durch den Einsatz effizienter Trocknungsverfahren in der Papiermaschine und durch die Wärmebereitstellung durch eine Wärmepumpe erzielt. Der spezifische Endenergieverbrauch beträgt dabei für die untersuchten Papiersorten zwischen $3,5 \text{ GJ/t}_{\text{Papier}}$ und $6,6 \text{ GJ/t}_{\text{Papier}}$, sodass der spezifische Endenergieverbrauch im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess, abhängig von der Papiersorte, um 32,9 bis 48,5 % verringert werden kann.

Der reduzierte spezifische Energieverbrauch durch den Einsatz effizienter Trocknungsverfahren führt zu einer Steigerung des **exergetischen Wirkungsgrades**. Zusätzlich wirkt sich die Wärmebereitstellung durch eine Wärmepumpe unter der Nutzung der anfallenden Abwärme positiv auf die Exergiebilanz des Produktionsprozesses aus. Dadurch steigt der exergetische Wirkungsgrad des Standortes für die Papierproduktion der verschiedenen Papiersorten um 7,5 bis 17,5 % an, sodass der exergetische Wirkungsgrad der zukünftigen verschiedenen Papierstandorte zwischen 38,31 und 74,53 % liegt.

Ökologisch betrachtet kann der Herstellungsprozess von Papier durch den untersuchten zukünftigen Produktionsprozess bilanziell vollständig dekarbonisiert werden. Dabei fallen nach wie vor durch die Energiebereitstellung durch den Einsatz von KWK-Anlagen CO₂-Emissionen an, diese werden allerdings durch das Verbrennen von anfallendem biogenen Abfall verursacht, sodass diese bei einer Standortbilanzierung als neutral gewertet werden. Die Umstellung der elektrischen Prozesswärmeerzeugung durch den Einsatz einer Wärmepumpe führt unter der getroffenen Annahme eines vollständig dekarbonisierten Stromsektors zur Vermeidung von direkten und indirekten CO₂-Emissionen für die Herstellung der vier untersuchten Papiersorten.

Obwohl der spezifische Endenergieverbrauch der untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse reduziert werden kann, bleiben die **spezifischen Energiekosten** infolge des erhöhten Einsatzes des teureren Energieträgers Stroms auf einem vergleichbaren Niveau. Die spezifischen Energiekosten variieren abhängig von der Papiersorte zwischen $83 \text{ €/t}_{\text{Papier}}$ und $158 \text{ €/t}_{\text{Papier}}$. Übergreifend ist festzustellen, dass die Dekarbonisierung des gegenwärtigen Produktionsprozesses von Papier – im Vergleich zur Fortführung des gegenwärtigen Produktionsprozesses bis 2050 – zu einer geringen Reduktion der spezifischen Energiekosten zwischen – 5,6 und – 11,7 % führt.

5.2.2 Olefine

Für die Herstellung von Olefinen wurden zwei mögliche zukünftige Produktionsprozesse betrachtet. Im Gegensatz zum gegenwärtigen Produktionsprozess unterscheiden sich diese vor allem in der Herstellung des Methanols, worauf im Folgenden eingegangen wird.

Im ersten untersuchten Produktionsprozess (***Olefinherstellung mit Waste-to-Methanol (WTM) und Methanol-to-Olefine (MTO), abgekürzt Olefine aus Abfall***) wird Abfall als Rohstoff zur Herstellung des Methanols verwendet. Hierfür wird Abfall vergast und anschließend wird das erhaltene Synthesegas zur Herstellung von Methanol eingesetzt (Methanolsynthese).

Im zweiten untersuchten Produktionsprozess (***Olefinherstellung mit Methanolsynthese (CO₂ & H₂) und Methanol-to-Olefine (MTO), abgekürzt Olefine aus CO₂ & H₂***) wird Methanol durch die Synthese von Kohlenstoffdioxid (CO₂) und Wasserstoff (H₂) hergestellt. Hierfür muss das notwendige CO₂ mit Hilfe von CO₂-Abscheidungsverfahren bereitgestellt werden. Zudem wird Wasserstoff mittels Elektrolyse erzeugt und mit CO₂ zu Methanol synthetisiert.

Bei beiden untersuchten Produktionsprozessen wird das hergestellte Methanol anschließend im sogenannten MTO-Verfahren zu Olefinen verarbeitet. Hierbei wird das Methanol in einen Fließbettreaktor eingeleitet und reagiert über einen Katalysator. Abschließend werden die leichten Olefine wie beim gegenwärtigen Dampfspaltverfahren fraktioniert.

Aus energetischer Sicht hängt die Bewertung der untersuchten möglichen zukünftigen Produktionsprozesse insbesondere von den getroffenen Bilanzgrenzen für die eingesetzten Rohstoffe ab. Für die Herstellung von Olefinen wird in der gegenwärtigen Systematik der energetisch und stofflich genutzte Anteil der eingesetzten Rohstoffe in der Regel separat ausgewiesen. So wird beispielsweise bei der Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren stofflich genutztes Naphta bei der Betrachtung des spezifischen Endenergieverbrauches üblicherweise nicht mitberücksichtigt (vgl. u.a. (Fleiter et al. 2013)). Wird diese Vorgehensweise auf die untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse übertragen, so müsste beim Prozess ***Olefine aus Abfall*** der energetisch und stofflich genutzte Anteil des Abfalls mit einem thermodynamischen Modell bestimmt werden. Eine andere Alternative besteht darin den eingesetzten Abfall komplett der stofflichen Nutzung zuzuordnen (in diesem Projekt durchgeführt). Bei beiden betrachteten möglichen zukünftigen Produktionsprozessen ist dann Elektrizität der einzige eingesetzte Energieträger. In diesem Fall benötigt der Produktionsprozess ***Olefine aus Abfall und MTO*** deutlich weniger Energie verglichen mit dem Prozess ***Olefine aus CO₂ & H₂*** (rund 18 GJ/t versus etwa 186 GJ/t_{Ethylen}). Dies ist in erster Linie auf die Elektrolyse zurückzuführen, die für über 80 % des Energieverbrauchs verantwortlich ist. Die Elektrolyse wird jedoch zur Herstellung von Wasserstoff eingesetzt, welches wiederum stofflich genutzt wird, um wiederum Olefine herzustellen (Quelle der H-Moleküle). Für eine weitergehende Betrachtung der Verbräuche bietet es sich somit an den Verbrauch exergetisch hochwertiger Stoffe bei allen drei Prozessen kumuliert zu betrachten. Neben Elektrizität wird dann für die Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren zusätzlich Naphta berücksichtigt und für die Olefinherstellung aus Abfall und MTO der eingesetzte Abfall. In diesem Fall würden sich die hohen Unterschiede beim Energieeinsatz für alle drei betrachteten Produktionsprozesse nivellieren. Die Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren läge dann in Summe bei etwa 168 GJ/t_{Ethylen}, der Prozess ***Olefine aus Abfall*** bei etwa 174 GJ/t_{Ethylen} und der Prozess ***Olefine aus CO₂ & H₂*** bei etwa 186 GJ/t_{Ethylen}. Die Energieeinsätze wären dann äquivalent zu den exergetischen Wirkungsgraden auf einem vergleichbaren Niveau. Dabei ist jedoch anzumerken, dass bei dieser Vorgehensweise nicht nur „die energetische Nutzung von Rohstoffen“ betrachtet wird, sondern die „Nutzung von Rohstoffen mit potenziell hohem energetischen Nutzen“ insgesamt.

Aus exergetischer Sicht ist der Prozess ***Olefine aus Abfall*** etwas besser verglichen mit dem Verfahren ***Olefine aus CO₂ & H₂***, da es einen etwa 4%-Punkte höheren Wirkungsgrade aufweist. Hierbei ist jedoch anzumerken, dass beide untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse einen rund zwei bis sechs Prozentpunkte niedrigeren exergetischen Wirkungsgrade aufweisen, verglichen mit dem gegenwärtigen

Produktionsprozess (Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren). Insgesamt liegen die exergetischen Wirkungsgrade aller betrachteten Produktionsprozesse auf einem vergleichbaren Niveau.

Im Hinblick auf **Treibhausgasemissionen** stellt der Produktionsprozess ***Olefine aus CO₂ & H₂*** eine CO₂-Senke dar. Dies bedeutet, dass keine CO₂-Emissionen verursacht werden, sondern CO₂ aus anderen Prozessen in diesem Prozess zur Herstellung von Olefinen genutzt werden kann. Um dieses Verfahren flächendeckend einzusetzen, muss jedoch eine sehr große Menge an CO₂ vorhanden sein. Die Analysen der standörtlichen Kombinationsformen haben gezeigt, dass prinzipiell Nachbarschaften gefunden werden können, um den CO₂-Bedarf von einigen Standorten der Olefinproduktion zu decken. Das zeigt, dass der Prozess trotz des großen energetischen Aufwandes einen Beitrag zur Reduzierung industrieller Treibhausgasemissionen leisten kann, wenn entsprechende Standortverbünde umgesetzt werden. Beim Produktionsprozess ***Olefine aus Abfall*** ist die Situation anders. Dort wird mit der untersuchten Prozessvariante mehr CO₂ emittiert verglichen mit dem gegenwärtig gängigen Verfahren (Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren). Hier ist jedoch anzumerken, dass der eingesetzte Abfall (der charakteristisch einem Ersatzbrennstoff entspricht) nicht treibhausgasneutral bewertet wurde. Würde der Abfall aus Biomasse stammen, dann wäre dies unter Umständen denkbar, was wiederum in einer nahezu CO₂-neutralen Gesamtbilanz resultieren könnte.

Im Hinblick auf **Energiekosten** weist die Projektion des gegenwärtigen Produktionsprozesses (Olefinherstellung mit dem Dampfspaltverfahren) die geringsten spezifischen Kosten auf (betrieben mit Naphta). Die höchsten Kosten fallen beim Prozess ***Olefine aus CO₂ & H₂*** an, wobei dies in erster Linie auf die energetisch aufwendige Elektrolyse zurückzuführen ist. Für die getroffene Annahme im Hinblick auf CO₂-Zertifikatspreise (76 EUR/Tonne) können vergleichbare Kosten im Hinblick auf die Projektion des gegenwärtigen Verfahrens dann erreicht werden, wenn der Strompreis letztlich auf einem vergleichbaren Niveau wie der Naphtapreis liegt. Bei höheren Zertifikatspreisen können vergleichbare Kosten auch dann erreicht werden, wenn die Stromkosten höher sind. Eine weitere Möglichkeit bestünde darin synthetisches Methan, welches mit Erneuerbaren Energien erzeugt worden ist im gegenwärtigen Dampfspaltverfahren einzusetzen. Da die Kostenstruktur bei der Erzeugung des synthetischen Methans (auch da ist eine Elektrolyse und zudem eine Methanisierung notwendig) vergleichbar mit dem Prozess ***Olefine aus CO₂ & H₂*** ist, wären im selben Bilanzraum (bspw. Deutschland) auch vergleichbare Kosten zu erwarten. Im Vergleich zum Prozess ***Olefine aus CO₂ & H₂*** sind die Energiekosten beim Prozess ***Olefine aus Abfall*** deutlich geringer. Hierbei ist jedoch anzumerken, dass Kosten für den eingesetzten Abfall nicht mitberücksichtigt worden sind. Da dieser Abfall charakteristisch einem Ersatzbrennstoff entspricht könnte dieser Posten in Zukunft durchaus mit relevanten Kosten verbunden sein. Dies ist insbesondere vor dem Hintergrund der Fall, dass aus Treibhausgassicht eine CO₂-neutrale Gesamtbilanz nur dann erzielt werden kann, wenn der Abfall aus biogenen Bestandteilen besteht. Inwieweit für solche Rohstoffe in Zukunft Knappheit herrschen könnte gilt es zu untersuchen. Ein gesamtwirtschaftlicher Vergleich möglicher zukünftiger Alternativen im Hinblick auf die Dekarbonisierung der Olefinindustrie sollte daher eher nur vor dem Hintergrund einer Szenarioanalyse erfolgen, die auch Mengen und Kosten für sonstige eingesetzte relevante Rohstoffe (in diesem Fall Abfall) mitberücksichtigt.

5.2.3 Ammoniak

In dieser Studie wird die Dekarbonisierung der gegenwärtigen Produktionsrouten von Ammoniak durch Dampfreformierung bzw. partieller Oxidation durch den Einsatz einer Wasserelektrolyse und einer Luftzerlegung dargestellt und untersucht. Somit wird angenommen, dass die Ammoniaksynthese im definierten zukünftigen Produktionsprozess nach wie vor durch das Haber-Bosch-Verfahren hergestellt wird, das hierfür benötigte Synthesegas allerdings in Folge einer Prozessumstellung elektrisch auf Basis nicht-fossiler Energieträger und Rohstoffe erzeugt wird.

Beim Vergleich der beiden gegenwärtigen und des zukünftigen Produktionsprozesses muss eine differenzierte Betrachtung der zum einen energetisch und zum anderen stofflich eingesetzten Energieträger bzw. Rohstoffe durchgeführt werden. So kommen bei den gegenwärtigen Verfahren der Dampfreformierung bzw. der partiellen Oxidation die eingesetzten Energieträger Erdgas bzw. Schweröl sowohl zur Erzeugung der benötigten Prozesswärme als auch zur stofflichen Verwertung in Form von Wasserstoff für die Ammoniaksynthese zum Einsatz. Für einen ganzheitlichen Vergleich der untersuchten Produktionsprozesse wurden die definierten Bewertungsindikatoren für die energetisch und stofflich eingesetzten Energieträger ermittelt.

Der definierte zukünftige Produktionsprozess (**Ammoniakherstellung durch Wasserelektrolyse, Luftzerlegung und Haber-Bosch-Verfahren**) unterscheidet sich hauptsächlich in der Herstellung des Synthesegases im Vergleich zu den beiden gegenwärtigen Produktionsprozessen. Zur Erzeugung des benötigten Wasserstoffs wird eine Wasserelektrolyse und zur Erzeugung des benötigten Stickstoffs eine Luftzerlegung eingesetzt. Für die Synthese von Ammoniak wird wie bei den gegenwärtigen Produktionsprozessen das Haber-Bosch-Verfahren verwendet.

Unter **energetischen Aspekten** führt die Dekarbonisierung des Herstellungsverfahrens von Ammoniak nur teilweise zu einer Verbesserung. Dies ist abhängig davon, mit welchem gegenwärtigen Produktionsprozess der zukünftige verglichen wird und ob die eingesetzten Energieträger, also sowohl die zur Energiebereitstellung als auch die zur stofflichen Verwertung, berücksichtigt werden. Für den Fall der ganzheitlichen Betrachtung erhöht sich der spezifische Endenergieverbrauch beim zukünftigen Produktionsprozess im Vergleich zum gegenwärtigen Herstellungsverfahren mit Dampfreformierung um 19,0 % auf 35,7 GJ/t_{Ammoniak}. Im Vergleich zum zweiten gegenwärtigen Produktionsprozess der Herstellung von Ammoniak durch partielle Oxidation wird eine Reduzierung des spezifischen Energieverbrauchs um 19,8 % erreicht. Der erhöhte Endenergieverbrauch verglichen mit der Erzeugung von Ammoniak durch die Dampfreformierung folgt aus deren effizienten Betriebsweise in Form einer ausgeprägten Abwärmenutzung und aus dem signifikanten Anstieg des spezifischen Stromverbrauchs durch die stromintensiven Prozessschritte Elektrolyse und kryogene Luftzerlegung.

Das Ergebnis der **exergetischen Bewertung** von gegenwärtigen und zukünftigen Produktionsprozessen fällt ähnlich aus. Aufgrund der effizienten internen Wärmerückführung und -nutzung bei den gegenwärtigen Verfahren unterscheidet sich der exergetische Wirkungsgrad des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses teilweise nur marginal von den beiden heutigen Verfahren. Der exergetische Wirkungsgrad des Standortes der möglichen zukünftigen Ammoniakherstellung durch eine Wasserelektrolyse, eine Luftzerlegungsanlage und des Haber-Bosch-Verfahrens beträgt 57,45 %. Somit verbessert sich dieser um 14,9 Prozentpunkte im Vergleich zum gegenwärtigen Verfahren mit partieller Oxidation bzw. verschlechtert sich um 2,0 Prozentpunkte im Vergleich zum gegenwärtigen Verfahren mit Dampfreformierung. Die Reduzierung des exergetischen Wirkungsgrades ist dabei hauptsächlich auf den hohen spezifischen Energieverbrauch der stromintensiven Synthesegasherstellung beim zukünftigen Verfahren zurückzuführen. Dahingegen können die exergetischen Verluste durch das Ausbleiben von heißen Abgasen reduziert werden.

Aus **ökologischer Sicht** ist eine Prozessumstellung der gegenwärtigen Produktionsverfahren auf die definierte zukünftige Produktionsroute mittels Elektrolyse und Luftzerlegung sinnvoll. Der Einsatz ei-

ner Wasserelektrolyse und einer Luftzerlegungsanlage führt zu einer Substitution der eingesetzten fossilen Energieträger Erdgas und Schweröl durch elektrischem Strom, sodass beim untersuchten zukünftigen Produktionsprozess keine CO₂-Emissionen^{xxxiv} anfallen.

Unter **ökonomische Aspekten** liegt der definierte zukünftige Produktionsprozess mit spezifischen Energiekosten von 1.111 €/t_{Ammoniak} zwischen den beiden gegenwärtigen Produktionsprozessen bei deren Fortführung bis 2050. Der hohe Stromverbrauch führt jedoch zu einer Verdopplung (+112 %)^{xxxv} der spezifischen Energiekosten im Vergleich zur Ammoniakherstellung mittels Dampfreformierung. Die spezifischen Energiekosten des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses werden im Vergleich zum Verfahren durch partielle Oxidation um 18,4 %^{xxxv} verringert. Dabei wurde für den Vergleich der spezifischen Energiekosten die in Kapitel 2.1 beschriebene Methodik angewendet und der kumulierte Energieträgereinsatz, also sowohl die energetisch als auch stofflich eingesetzten Energieträger, für die gegenwärtigen Produktionsprozesse betrachtet.

Somit führt die Dekarbonisierung des Herstellungsprozesses von Ammoniak im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess mittels Dampfreformierung zu einer Verschlechterung des exergetischen Wirkungsgrades und steigenden spezifischen Energiekosten, während sich diese Bewertungsindikatoren im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess mittels partieller Oxidation jeweils verbessern. Allerdings spielt das Verfahren der partiellen Oxidation in Deutschland für die Herstellung von Ammoniak nur eine untergeordnete Rolle, entsprechend ist bei vollständiger Umstellung der Produktion von einer Verschlechterung der Kennzahlen auszugehen.

^{xxxiv} Unter der getroffenen Annahme eines vollständig dekarbonisierten Stromsektors

^{xxxv} Vergleich mit den spezifischen Energiekosten für die energetische und stoffliche Nutzung der Rohstoffe beim gegenwärtigen Verfahren

5.2.4 Stahl

Bei den drei betrachteten möglichen zukünftigen Produktionsverfahren wird unterschieden in zwei DRI-Verfahren und ein Verfahren über das integrierte Hüttenwerk mit Hochofen und geplanter CCU.

Im ersten untersuchten Produktionsprozess (**Stahlherstellung mit Hochofen und CCU**) wird der bestehende Produktionsprozess geringfügig verändert, jedoch in weiten Teilen erhalten. Es erfolgt eine Integration eines Topgas-Recycling-Hochofen. In diesem wird das vorhandene Hüttengas abgeschieden und nach weiterer Behandlung ist ein reiner CO₂-Strom vorhanden.

Im zweiten und dritten untersuchten Produktionsprozess erfolgt die Stahlherstellung durch Direktreduktion. Hierbei wird an Stelle von Koks Synthetisches Gas (**Stahlherstellung mit DRI-Verfahren und Synthesegas**) oder Wasserstoff (**Stahlherstellung mit DRI-Verfahren und Wasserstoff**) als Reduktionsmittel verwendet.

Alle drei möglichen zukünftigen Produktionsverfahren weisen eine **Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades** gegenüber dem gegenwärtigen Prozess auf. Die DRI-Verfahren weisen mit 35,0 % (Wasserstoff) und 35,4 % (Erdgas) dabei einen noch größeren exergetischen Wirkungsgrad als die Variante mit Hochofen und CCU mit 32,7 % auf. Dies ist vor allem auf den nicht mehr benötigten Einsatz von Kohle zurückzuführen. Bei den beiden DRI-Verfahren weist das Verfahren mit Syngas im Vergleich zum Verfahren mit Wasserstoff den größeren exergetischen Wirkungsgrad auf. Dies liegt an der zusätzlich benötigten Elektrolyse bei der Direktreduktion über Wasserstoff. Jedoch ist hierbei zu erwähnen, dass der exergetische Aufwand für die Herstellung des bei diesem Verfahren genutzten Synthesegases nicht mit reinbilanziert worden ist. Würde dies geschehen, dann würde sich die Reihenfolge ändern. Dies liegt daran, dass das Synthesegas ebenfalls über eine Elektrolyse und anschließend zusätzlich mit einer Methanisierung hergestellt werden muss.

Die DRI-Verfahren haben insgesamt den geringsten **Endenergiebedarf** der betrachteten Verfahren (17,4 GJ/t_{Stahl} DRI mit Wasserstoff und 16,6 GJ/t_{Stahl} DRI mit Erdgas). Beim Produktionsprozess mit Hochofen und CCU liegt der Endenergiebedarf über dem Endenergiebedarf des gegenwärtigen Produktionsprozesses (19,2 GJ/t_{Stahl} im Vergleich zu 18,8 GJ/t_{Stahl}). Dies liegt an dem zusätzlichen Aufwand zur CO₂-Abscheidung und der geringeren Nutzung der Hüttengase innerhalb des Produktionsprozesses. Aus Primärenergetischer Sicht weist das Verfahren DRI mit Wasserstoff den geringsten Primärenergieverbrauch auf. Dies resultiert vor allem daraus, dass bei diesem Verfahren der Strombedarf der Elektrolyse einen großen Anteil am Gesamtenergieverbrauch hat.

Bei Betrachtung der **CO₂-Emissionen** weist die Variante mit Hochofen und CCU die höchsten Emissionen auf. Diese betragen etwa 580 kg/t_{Walzstahl}. Die Variante könnte prinzipiell auch deutlich niedrigere Emissionen aufweisen, wenn das übrige CO₂ mit einem zusätzlichen Verfahren zur CO₂-Sequestrierung erweitert wird. In der vorliegenden Variante wurde lediglich eine alternative Prozessführung vorgesehen, die einen CO₂ – reichen Abgasstrom am Hochofen liefert und keine zusätzliche CO₂-Sequestrierung. Beim DRI-Verfahren mit Wasserstoff werden 45 kgCO₂/t_{Stahl} emittiert und beim DRI-Verfahren mit synthetischem Methan etwa 44 kgCO₂/t_{Stahl}. Dabei werden dem energetisch eingesetzten synthetischen Methan keine Emissionen zugerechnet.

Mit Blick auf die **Energiekosten** weist das zukünftige mögliche Verfahren der Stahlherstellung mit Hochofen und CCU die geringsten Energiekosten auf. Die Energiekosten dieses Verfahrens sind auch im Jahr 2050 geringer als die auf das Jahr 2050 projizierten Energiekosten des fortgeführten gegenwärtigen Produktionsprozesses. Dies liegt vor allem an den reduzierten Kosten für anfallende CO₂-Emissionen, welche trotz angenommener erhöhter Zertifikatspreise durch die stark reduzierte CO₂-Menge insgesamt verringert werden. Die beiden DRI-Verfahren weisen deutlich höhere spezifische Energiekosten als der Prozess mit Hochofen und CCU auf.

5.2.5 Zement

Bei den beiden betrachteten zukünftigen Prozessen für die Herstellung von Zement mittels Oxy-Fuel handelt es sich um Verfahren, die durch die Verbrennung mit reinem Sauerstoff (bspw. anstelle von Umgebungsluft) einen nahezu reinen Kohlendioxid-Abgasstrom und daher die Möglichkeit zu CCS oder CCU bieten.

Im ersten untersuchten Produktionsprozess (**Zementherstellung mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage**) wird der Sauerstoff durch eine Luftzerlegungsanlage (LZA) bereitgestellt.

Im zweiten untersuchten Produktionsprozess (**Zementherstellung mit Oxy-Fuel, Elektrolyse und Methanisierung**) wird stattdessen eine Elektrolyse zur Sauerstoffbereitstellung genutzt. Dabei werden der bei der Elektrolyse anfallende Wasserstoff sowie das mittels Oxy-Fuel abgeschiedene CO₂ durch Methanisierung zur Herstellung von synthetischem Methan genutzt (Power-to-Methan). Dieses wird wiederum als Energieträger im Prozess weiterverwendet. Eine vollständige Dekarbonisierung des Herstellungsprozesses ist mit diesen Verfahren aufgrund der weiterhin anfallenden rohstoffbedingten CO₂-Emissionen nicht möglich (detaillierte Erläuterung in Abschnitt 3.6.2).

Der im Rahmen dieses Berichts angestellte Vergleich der beiden zukünftigen Verfahren zeigt, dass das Verfahren mit Luftzerlegungsanlage aus **exergetischer Sicht** das Vielversprechendere ist. Mit einem exergetischen Wirkungsgrad von 35 % liegt dieser um etwa 1 Prozentpunkt unter dem des fortgeführten gegenwärtigen Verfahrens zur Zementproduktion. Dahingegen sinkt der exergetische Wirkungsgrad für das zukünftige Verfahren mit Elektrolyse und Methanisierung deutlich aufgrund des hohen Stromverbrauchs der Elektrolyse. Hierbei ist zu berücksichtigen, dass für das Verfahren mit Luftzerlegungsanlage der exergetische Aufwand für die Herstellung des genutzten synthetischen Methans nicht mit bilanziert worden ist. Würde dies geschehen, dann läge der exergetische Wirkungsgrad für dieses Verfahren unter dem Wirkungsgrad des Verfahrens mit Elektrolyse und Methanisierung. Dies liegt daran, dass das synthetische Methan ebenfalls über eine Elektrolyse und anschließend zusätzlich mit einer Methanisierung hergestellt werden müsste (zusätzlich zur LZA für die Sauerstoffbereitstellung). Für das Verfahren, bei dem der Sauerstoff über eine Wasserelektrolyse, anstatt wie sonst üblich über eine LZA, bereitgestellt wird, kann der hierbei als Nebenprodukt entstandene Wasserstoff durch das anfallende CO₂ weiter zu Methan umgewandelt werden. Somit hat es in diesem speziellen Fall Sinn gemacht, eine Methanisierung innerhalb der Systemgrenze zu betrachten. Ein direkter Technologievergleich ist für die beiden zukünftigen Verfahren folglich nur bedingt möglich.

Aus **energetischer Sicht** ist der Endenergieverbrauch für das zukünftige Verfahren mit Luftzerlegungsanlage im Vergleich zum Verfahren mit Elektrolyse um etwa die Hälfte geringer (2,8 vs. 5,7 GJ/t_{Zement}). Dies ist auf den hohen Strombedarf der Elektrolyse und Methanisierung in letztgenanntem Verfahren zurückzuführen. Im Vergleich zum gegenwärtigen Prozess steigt der Endenergieverbrauch für das Verfahren mit Luftzerlegungsanlage aufgrund des zusätzlichen Stromverbrauchs der Luftzerlegungsanlage geringfügig an (2,8 vs. 2,7 GJ/t_{Zement}).

Aus **ökonomischer Sicht** steigen bei beiden Verfahren die spezifischen Energiekosten aufgrund des erhöhten Stromverbrauchs deutlich an. Der Anstieg fällt für das Verfahren mit Elektrolyse und Methanisierung durch den deutlich höheren Stromverbrauch der Elektrolyse und Methanisierungseinheit im Vergleich zur Luftzerlegungsanlage jedoch stärker aus. Im Verfahren mit Luftzerlegungsanlage ist dafür weiterhin extern bezogener Brennstoff nötig, welcher bis zum Jahr 2050 möglichst vollständig durch synthetisches Methan (Synthesegas aus nicht fossilen Quellen) gedeckt werden muss, um das Ziel der Dekarbonisierung der Industrie zu erreichen. Durch die hohen Kosten für synthetisches Methan (10,50 Euro-ct/kWh nach Agora (2018)), steigen die Energiekosten für dieses Verfahren im Vergleich zum gegenwärtigen Prozess jedoch deutlich an.

Aus **ökologischer Sicht** ist eine Prozessumstellung des gegenwärtigen Produktionsverfahrens auf die definierte zukünftige Produktionsroute mittels Luftzerlegung oder Elektrolyse und Methanisierung

sinnvoll. Insbesondere die prozessbedingten CO₂-Emissionen bei der Kalksteinentssäuerung fallen zwar nach wie vor bei beiden Varianten an, im Gegensatz zum gegenwärtigen Produktionsprozess liegt jedoch ein Abgasstrom mit einem sehr hohen CO₂-Anteil vor, der die CO₂-Abscheidung ermöglicht. Das abgeschiedene Kohlendioxid kann wahlweise gespeichert (CCS) oder genutzt (CCU) werden. Für die Variante Elektrolyse und Methanisierung sei zu erwähnen, dass die tatsächlich die Systemgrenze verlassenden prozessbedingten CO₂-Emissionen geringer ausfallen, wenn die interne Nutzung des abgeschiedenen CO₂ mit berücksichtigt wird. Abschließend kann für beide Verfahren festgestellt werden, dass CCU mittels Oxy-Fuel in der Zementindustrie solange einen Beitrag zum Klimaschutz leisten kann, bis alternative Verfahren zur vollständigen Vermeidung der CO₂-Emissionen zur Verfügung stehen.

5.2.6 Glas

Eine Dekarbonisierung des gegenwärtigen Produktionsprozesses von Behälterglas wird innerhalb dieser Studie durch zwei mögliche zukünftige Produktionsrouten abgebildet. Beide zielen dabei auf eine Prozessumstellung des energieintensivsten Produktionsschrittes, der Glasschmelze, ab.

Zum einen wird die Herstellung von Behälterglas durch **Schmelzen in elektrisch betriebenen Schmelzwannen** betrachtet. Gleichzeitig wird auch in den übrigen Produktionsschritten wie der Formgebung nur der Energieträger Strom eingesetzt. Zum anderen wird der Herstellungsprozess von Behälterglas durch den Einsatz von **Oxy-Fuel-Wannen und von synthetischem Methan** untersucht. Hierbei besteht das Oxidationsmittel zur Bereitstellung der Schmelzenergie aus reinem Sauerstoff, welcher zuvor durch eine kryogene Luftzerlegung erzeugt wird.

Aus **energetischer Sicht** führen dabei beide zukünftigen Produktionsprozesse zu einer Verringerung des spezifischen Energieverbrauchs. Beim Schmelzen in elektrischen Wannen wird dies durch den direkten Energieeintrag in das Schmelzgut realisiert, wodurch der spezifische Endenergieverbrauch um 36,1 % auf 4,6 GJ/t_{Glas} reduziert wird. Beim Oxy-Fuel-Verfahren kann der Energiebedarf durch die effiziente Wärmebereitstellung infolge der Verbrennung des Energieträgers mittels reinem Sauerstoff um 19,4 % auf 5,8 GJ/t_{Glas} reduziert werden. Dabei wird die Reduzierung des gesamten Energieverbrauchs durch die stromintensive Herstellung des Sauerstoffs infolge der kryogenen Luftzerlegung vermindert.

Aus der erhöhten Energieeffizienz resultiert eine Steigerung des **exergetischen Wirkungsgrades** beim Produktionsprozess unter Einsatz einer elektrischen Schmelzwanne um 6,7 Prozentpunkte auf insgesamt 16,51 % für den gesamten Standort. Eine Prozessumstellung auf das Schmelzen des Gemenges mittels Oxy-Fuel-Brennern und integrierter Sauerstofferzeugung verbessert den exergetischen Wirkungsgrad um 2,9 Prozentpunkte auf 12,73 %. Zusätzlich wirkt sich die Reduzierung der äußeren Verluste durch das Fehlen heißer Abgase beim elektrischen Schmelzen bzw. durch deren Verringerung beim Oxy-Fuel-Verfahren positiv auf den exergetischen Wirkungsgrad aus. Somit ist unter dem Aspekt der exergetischen Optimierung des gegenwärtigen Produktionsprozesses der Einsatz von elektrischen Schmelzwannen aufgrund der höheren Effizienzsteigerung zu empfehlen. Der Einsatz von Oxy-Fuel-Schmelzwannen führt ebenfalls zu einer Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades.

Ökologisch betrachtet kann der Glasherstellungsprozess durch beide Verfahren größtenteils dekarbonisiert werden. Durch den Einsatz der zukünftig „grünen“ Energieträger Strom und synthetisches Methan können energiebedingte CO₂-Emissionen vollständig vermieden werden. Dies ist allerdings hauptsächlich durch getroffene Annahmen der Rahmenbedingungen des zukünftigen Energiesektors begründet, indem davon ausgegangen wird, dass der Strom zu 100% aus regenerativen Erzeugungsanlagen stammt bzw. die Erzeugung des synthetischen Gases auf diesem „grünen“ Strom basiert. Die prozessbedingten CO₂-Emissionen in Höhe von 67 kg_{CO2}/t_{Glas}, welche aus der Zersetzung der eingesetzten Karbonate innerhalb der Schmelzwanne entstehen, können allerdings bei keinem der beiden zukünftigen Produktionsprozesse eingespart werden, sodass der Herstellungsprozess von Behälterglas durch keines der beiden untersuchten Verfahren vollständig dekarbonisiert werden kann.

Sowohl das Schmelzen von Behälterglas in einer elektrischen als auch in einer Oxy-Fuel-Schmelzwanne führt zu einem Anstieg der **spezifischen Energiekosten**. Beim Einsatz einer elektrischen Schmelzwanne steigen die spezifischen Energiekosten um 17,4 % auf 162 €/t_{Glas} an, beim Einsatz einer Oxy-Fuel-Schmelzwanne um 24,3 % auf 176 €/t_{Glas}. Damit wird bei beiden Prozessen der verringerte spezifische Endenergieverbrauch durch die erhöhten Bezugspreise der eingesetzten Energieträger Strom bzw. synthetisches Methan übertroffen.

Die Herstellung von Behälterglas in elektrischen Schmelzwannen führt somit zu einer höheren Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades und zu einem geringeren Anstieg der spezifischen Energiekosten als der Einsatz einer Oxy-Fuel-Wanne mit synthetischem Methan, sodass sich der Einsatz elektrischer Schmelzwannen zur Dekarbonisierung der gegenwärtigen Behälterglasherstellung empfiehlt.

5.2.7 Branchenübergreifende Darstellung

Aus den ermittelten Indikatoren für die gegenwärtigen und möglichen zukünftigen Produktionsprozesse lässt sich zusammenfassend schlussfolgern, dass die Ergebnisse mal mehr und mal weniger eindeutig im Hinblick auf eine mögliche Effizienzsteigerung und Dekarbonisierung der Industrie interpretiert werden können.

- ▶ Im Bereich Papierherstellung können mit den untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen die energetische und exergetische Effizienz gesteigert werden. Treibhausgasemissionen werden vollständig vermieden und die spezifischen Energiekosten bleiben auf einem vergleichbaren Niveau.
- ▶ Im Bereich Olefine kann die Effizienz mit keinem der beiden untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse gesteigert werden. Eines der beiden untersuchten Verfahren stellt jedoch eine CO₂-Senke dar (Olefine aus CO₂ & H₂) und bietet somit im Hinblick auf die Dekarbonisierung der Industrie Chancen. Jedoch betragen die Energiekosten dieses Prozesses etwa das Dreifache, verglichen mit der Fortführung des gegenwärtigen Prozesses. Der zweite untersuchte Produktionsprozess ist zwar deutlich günstiger, jedoch wurden keine Kosten für den dort eingesetzten Rohstoff (Abfall) bilanziert, da diesbezüglich keine robusten Annahmen vorhanden waren. Zudem emittiert dieser Prozess weiterhin Treibhausgasemission und lediglich ein Einsatz von biogenen Einsatzstoffen könnte in einer bilanziellen Treibhausgasneutralität münden.
- ▶ Im Bereich Ammoniak können die bei den beiden gegenwärtigen Produktionsprozessen durch Dampfreformierung bzw. partieller Oxidation anfallenden energie- und prozessbedingten CO₂-Emissionen durch den untersuchten zukünftigen Produktionsprozess mittels Wasserelektrolyse und Luftzerlegung vollständig vermieden werden. Im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess durch Dampfreformierung bleibt die exergetische Effizienz allerdings auf einem ähnlichen Niveau und die spezifischen Energiekosten steigen ungefähr um den Faktor zwei. Im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess mittels partieller Oxidation kann der exergetische Wirkungsgrad um ca. 15 Prozentpunkte verbessert und die spezifischen Energiekosten um ca. 22% reduziert werden.
- ▶ Im Bereich Stahlherstellung können mittels der untersuchten DRI-Routen sowohl die Effizienz erhöht als auch weitestgehend Treibhausgasemissionen reduziert werden. Jedoch steigen dann die Energiekosten besonders stark (Verdopplung im Vergleich zur Fortführung des gegenwärtigen Prozesses bspw. beim Prozess Stahl mit DRI (H₂)).
- ▶ Im Bereich Zement können die energiebedingten Treibhausgasemissionen bei beiden untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen eliminiert werden; entweder durch den Bezug von synthetischem Methan, welches durch bilanzielle Betrachtung des Ökosystems neutral gewertet wird, oder durch Herstellung von synthetischem Methan am Standort mit erneuerbaren Energien. Es fallen jedoch für beide zukünftige Produktionsprozesse weiterhin relevante Mengen prozessbedingter Treibhausgasemissionen durch den eingesetzten Kalkstein an. Im Vergleich zum gegenwärtigen Produktionsprozess ist der Prozess von Zement mit Oxy-Fuel & LZA ähnlich effizient. Der Prozess Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse ist ineffizienter im Vergleich zum gegenwärtigen Verfahren, was in erster Linie auf die Elektrolyse zurückzuführen ist. Hierbei ist jedoch anzumerken, dass der Aufwand für die Herstellung des synthetischen Methans beim Prozess Zement mit Oxy-Fuel & LZA nicht mitbilanziert wurde. Beide Verfahren weisen zudem deutlich höhere Energiekosten, verglichen mit der Fortschreibung des gegenwärtigen Verfahrens aus.
- ▶ Im Bereich Glasherstellung kann mit beiden untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen die energetische und exergetische Effizienz gesteigert werden. Durch beide Verfahren können Treibhausgasemissionen nahezu vollständig eliminiert werden, aufgrund der prozessbedingten allerdings nicht vollständig. Die spezifischen Energiekosten steigen leicht bzw. bleiben auf einem vergleichbaren Niveau.

Einen Überblick über das Verhältnis der untersuchten Indikatoren für die gegenwärtigen Produktionsprozesse im Vergleich zu den möglichen zukünftigen Produktionsprozessen gibt Tabelle 5-5.

Tabelle 5-5: Übersicht der relativen Entwicklung der Indikatoren für die untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse im Vergleich zum gegenwärtigen Verfahren

Produkt	Vergleich des gegenwärtigen zu den untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen	Relative Entwicklung der Indikatoren *			
		End-energie	Exergie	CO ₂	Energiekosten
Papier	Schreib- und Druckpapier	+	+	+	o
	LWC/HC	+	o	+	o
	Hygienepapier	+	+	+	o
	Verpackungspapier	+	+	+	o
Olefine	Olefine aus Abfall	o	o	-	+
	Olefine aus CO ₂ & H ₂	-	-	+	-
Ammoniak	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA zu Dampfpreformierung	o	o	+	-
	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA zu partielle Oxidation	+	+	+	o
Stahl	Stahl mit DRI (H ₂)	o	+	+	-
	Stahl mit DRI (Syngas)	+	+	+	-
	Stahl mit Hochofen und CCU	o	+	o	o
Zement	Zement mit Oxy-Fuel & Elektrolyse	-	-	o	-
	Zement mit Oxy-Fuel (Syngas) & LZA	o	o	o	-
Glas	Glas mit Elektrowanne	+	+	o	o
	Glas mit Oxy-Fuel (Syngas) & LZA	+	+	o	-

* Wert ab wann + / o / -		+	-	o
	Endenergie	- 10 %	+ 10 %	-10 % < x < +10 %
	Exergetischer Wirkungsgrad	+ 10 %	- 10 %	-10 % < x < +10 %
	CO ₂	- 95 %	+ 95 %	-95 % < x < +95 %
	Kosten	- 30 %	+ 30 %	-30 % < x < +30 %

5.2.8 Standörtliche Kombinationsformen

In Kapitel 4 wurde eine mögliche industrielle Symbiose zwischen den in der Studie betrachteten möglichen zukünftigen Produktionsprozessen untersucht. Hierfür wurden zunächst mögliche energetische und stoffliche Nutzungsoptionen identifiziert und Kombinationsformen zwischen den Produktionsprozessen definiert. Anschließend wurden diese Kombinationsformen modellbasiert (exergetisch) untersucht.

Identifizierte energetische Nutzungsoptionen sind insbesondere die Nutzung von nicht genutzter Abwärme. Eine zentrale Annahme der Untersuchung war jedoch, dass sich die örtliche Lage der möglichen zukünftigen Produktionsprozesse an den Orten der gegenwärtigen Industriestandorte orientiert. Dabei wird für die Analyse von einem Wechsel der gegenwärtigen auf die zukünftigen Produktionsprozesse ausgegangen. D.h. konkret wird bspw. für einen Standort, an dem Olefine mit dem Dampfsplattverfahren hergestellt werden, angenommen, dass dort in Zukunft der Produktionsprozess Olefine aus CO_2 und H_2 eingesetzt wird. Für die identifizierten energetischen Nutzungsoptionen hatte dies zur Konsequenz, dass diese im Hinblick auf Abwärmenutzung nicht im Detail untersucht worden sind, da die Entfernungen zwischen den Produktionsstandorten für eine energetisch sinnvolle Anwendung der überbetrieblichen Abwärmenutzung zu groß sind.

Im Bereich der stofflichen Nutzung wurden Optionen identifiziert, die in drei stoffliche Gruppen eingeteilt werden können. Diese sind die betriebsübergreifende Nutzung von N_2 , O_2 sowie CO_2 . Dies kann entsprechend in drei technologische Gruppen differenziert werden.

- Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von CO_2 behandelt letztlich die Nutzung von CO_2 -reichen Abgasen für den Einsatz bei der Olefinproduktion. Der stoffliche Wert des CO_2 -Stoffstromes (in Form eines exergetischen Wertes) wird somit dem Aufwand zum Transport des CO_2 gegenübergestellt.
- Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von N_2 behandelt letztlich die Nutzung von überschüssigem Stickstoff aus Luftzerlegungsanlagen, die im Rahmen von Oxy-Fuel-Anwendungen eingesetzt werden. Für die Oxy-Fuel-Verbrennung ist nur der Sauerstoff notwendig und der überschüssige Stickstoff kann somit in der Ammoniakindustrie eingesetzt werden.
- Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von O_2 behandelt letztlich die Nutzung von überschüssigem Sauerstoff aus Produktionsprozessen, bei denen eine Elektrolyse eingesetzt wird. Die Elektrolyse wird in erster Linie zur Herstellung von Wasserstoff eingesetzt, der überschüssige Sauerstoff kann dann bspw. bei Oxy-Fuel-Anwendungen eingesetzt werden. Die Konsequenz ist, dass eine Luftzerlegungsanlage gespart wird.

Aus den drei Gruppen resultieren letztlich 15 Kombinationsformen, die in Kapitel 4 untersucht worden sind. Von den 15 Kombinationsformen weisen lediglich 13 einen theoretischen exergetischen Mehrwert entsprechend der Bilanzierungsmethodik auf. Werden für diese 13 Kombinationsformen Transportverluste für den Austausch der Medien mit berücksichtigt, die sich an der gegenwärtigen Lage der entsprechend betreffenden Industriestandorte orientieren, dann verbleiben lediglich 4 Kombinationsformen, für die Nachbarschaften mit leichten exergetischen Verbesserungen identifiziert werden. Insgesamt deutet dies darauf hin, dass aus exergetischer Sicht Verbesserungen durch industrielle Symbiose eher dann erzielt werden, wenn die Lage der Industriestandorte hin zu kürzeren Distanzen zueinander verändert wird. Für die einzelnen Gruppen lassen sich weiterhin folgende Quintessen ableiten.

Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von CO_2 : Für diese Option wurde eine Kombinationsform mit einer Nachbarschaft identifiziert, die zu einem leichten exergetischen Mehrwert führt. Daraus lässt sich aus exergetischer Sicht interpretieren, dass der notwendige Transportaufwand dem stofflichen Wert des möglicherweise zu nutzenden CO_2 entgegensteht. Die überbetriebliche Nutzung des CO_2 führt

also eher nicht zu mehr Effizienz im Gesamtsystem der Industrie, sondern eher zu weniger Treibhausgasemissionen im Gesamtsystem. Diese überbetriebliche Maßnahme wäre also eher als Umweltschutz- und weniger als Effizienzmaßnahme aufzufassen.

Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von N_2 : Für diese Gruppe wurden zwei Kombinationsformen mit sieben Nachbarschaften identifiziert, die zu einem höheren exergetischen Wirkungsgrad führen. 5 der Nachbarschaften waren auf eine Kombination zwischen Zement- und Ammoniakindustrie zurückzuführen. In dieser Konstellation wird in der Zementindustrie das Oxy-Fuel-Verfahren mit Luftzerlegungsanlage eingesetzt und in der Ammoniakindustrie der Prozess Ammoniak durch Elektrolyse. Beides sind Verfahren, die durchaus auch in anderen Studien im Rahmen von Dekarbonisierungspfaden intensiv diskutiert werden. Falls diese Pfade eingeschlagen werden und die örtlichen Gegebenheiten geeignet sind, dann erscheint die kombinierte Nutzung der Luftzerlegungsanlage für diese beiden Prozesse aussichtsreich. Die beiden anderen identifizierten Nachbarschaften beziehen sich auf die Nutzung von einer Glaswanne mit Oxy-Fuel-Verfahren, deren Sauerstoffbedarf durch eine Luftzerlegungsanlage gedeckt wird. Der überschüssige Stickstoff kann dann in der Ammoniakproduktion eingesetzt werden. Dies setzt jedoch voraus, dass die Glaswanne weiterhin mit einem Brennstoff, also nicht mit elektrischem Strom betrieben wird. Vor dem Hintergrund der Dekarbonisierung der Industrie wird jedoch auch die elektrisch betriebene Glaswanne als aussichtsreiche Alternative diskutiert. Die vorliegende Kombinationsform könnte also nur dann konsistent im Rahmen der Dekarbonisierung eingesetzt werden, wenn im vorliegenden konkreten Fall keine elektrisch betriebene Wanne für die Glasherstellung eingesetzt wird und der eingesetzte Brennstoff treibhausgasneutral bewertet werden kann (bspw. synthetisches Methan).

Die überbetriebliche stoffliche Nutzung von O_2 : Hier wurde eine Kombinationsform identifiziert, mit 9 Nachbarschaften, für die eine marginale Steigerung des exergetischen Wirkungsgrades identifiziert werden konnte. Bei den Fällen handelt es sich letztlich um Zementwerke, die mittels Elektrolyse und Methanisierung intern ein synthetisches Methan erzeugen, dass dann wiederum im Drehrohrofen eingesetzt wird. Der aus der Elektrolyse überschüssige Sauerstoff wird in dem Kontext bei der Glasherstellung mittels Oxy-Fuel-Verfahren eingesetzt. Prinzipiell fallen jedoch weiterhin prozessbedingte Treibhausgasemissionen an. Diese könnten auch in synthetischem Methan umgesetzt werden. Die Methanmenge wäre dann jedoch größer als vom Zementwerk benötigt und müsste somit auch überbetrieblich verwendet werden. Vor dem Hintergrund der Dekarbonisierung der Industrie stellen sich für diese Kombinationsform folgende Fragen: Handelt es sich bei dem betrachteten Zementwerk noch um ein reines Zementwerk, oder vielmehr um ein Produktionswerk, indem Medien (synthetisches Methan, Sauerstoff) und Zement hergestellt werden können? Schließlich könnte das synthetische Methan ebenfalls bei der Glasherstellung eingesetzt werden. Dies würde die Rolle der Zementwerke im verarbeitenden Gewerbe maßgeblich ändern. Inwieweit daher solche Kombinationsformen realistisch sein könnten gilt es in weiteren, tieferen Untersuchungen gemeinsam mit den Stakeholdern zu evaluieren.

5.3 Mehrwert der exergetischen Betrachtung

In der vorliegenden Studie wurden ausgewählte Produktionsprozesse der energieintensiven Industrie (Stahl-, Glas-, Zement-, Papier- und Chemieindustrie) im Hinblick auf mögliche zukünftige Dekarbonisierungsoptionen bewertet. Die Studie erhebt dabei keinen Anspruch auf Vollständigkeit im Hinblick auf die untersuchten technologischen Optionen. Im Vergleich zu vorangegangenen Studien im Themenkontext „Dekarbonisierung der energieintensiven Industrie“ liegt der Mehrwert dieser Studie in der zusätzlichen Betrachtung der exergetischen Effizienz der gegenwärtigen und möglichen zukünftigen Produktionsprozesse; in vorangegangenen Studien wurden in dem Themenkontext üblicherweise nur energetische, ökologische und ökonomische Indikatoren betrachtet. Diese zusätzliche Betrachtung hat sich an mehreren Stellen als besonders hilfreich erwiesen. Darauf wird im Folgenden eingegangen.

Bewertung standörtlicher Kombinationsformen

Im Bereich der energetischen Indikatoren wird für die Bewertung der Energieeffizienz von energieintensiven Produktionsprozessrouten üblicherweise der spezifische Energieeinsatz (engl. *Specific Energy Consumption*, SEC) als Indikator verwendet; hierbei wird im Prinzip der Energiebedarf des Prozesses pro Tonne hergestelltes Produkt dargestellt. Werden mehrere Standorte kombiniert, dann müsste der Energiebedarf auf mehrere unterschiedliche Produkte bezogen werden, eine Vergleichbarkeit unterschiedlicher Standortkombinationsformen im Hinblick auf die Effizienz gestaltet sich daher schwierig. Mit der exergetischen Bewertung gestaltet sich dies deutlich transparenter und handhabbarer, denn es müssen lediglich die exergetischen Wirkungsgrade der Kombinationsformen verglichen werden. Es steht also ein normiertes Maß für einen Effizienzvergleich zwischen den Kombinationsformen zur Verfügung. Zudem lassen sich die Transportverluste der Kombinationsformen konsequent einbeziehen. So gibt es bspw. Kombinationsformen, die zwar ohne Überbrückung von Entfernungen exergetisch sinnvoll erscheinen, jedoch bei entsprechender exergetischer Bilanzierung von zu überbrückenden Entfernungen keinen Effizienzvorteil mehr haben, verglichen zu einer isolierten Betrachtung der Standorte. Solche Kombinationsformen können zügig aussortiert werden.

Identifikation möglicher nützlicher Abfallstoffe

In dieser Studie wurden bei der energetischen und stofflichen Bewertung sowohl stoffliche als auch energetische Ströme mitberücksichtigt. Diese Vorgehensweise hat den Vorteil, dass Abfallstoffe nicht nur identifiziert werden, sondern dass auch deren Wert in Form des „Exergiegehaltes“ quantifiziert wird. Dies gilt sowohl für energetische nutzbare Abfallströme (bspw. Abwärme aus heißen Rauchgasen) und stoffliche Abfallströme (heiße Schlacken, usw.). Im konkreten Fall hilft diese Betrachtung ungenutzte Effizienzpotenziale zu identifizieren und mögliche Verbesserungen anzustoßen. Dies ist eine Anwendung, die insbesondere auf Ebene einzelner Standorte besonderen Wert entfalten könnte. Somit könnten zusätzliche Potenziale im Bereich Materialeffizienz und Energieeffizienz identifiziert werden.

Integrierte Betrachtung von Stoff- und Energieflüssen

Insbesondere bei der Bewertung von Produktionsprozessen mit einer stofflichen Nutzung von exergetisch hochwertigen Rohstoffen hilft die exergetische Betrachtung. So wird bspw. bei der gegenwärtigen Herstellung von Olefinen Erdgas und Naphta eingesetzt, welches sowohl energetisch, jedoch zu überwiegendem Teil auch stofflich genutzt wird. Ein in dieser Studie untersuchter möglicher zukünftiger Produktionsprozess für die Olefinherstellung verwendet hingegen Elektrizität, um Wasserstoff herzustellen, der wiederum stofflich genutzt wird. Wird nun angenommen, dass es sich bei der eingesetzten Elektrizität um eine energetische Nutzung handelt und dieser Wert mit dem ausschließlich energetischen Einsatz von Erdgas und Naphta des gegenwärtigen Prozesses verglichen, dann erscheint der zukünftige Prozess deutlich energieintensiver. Wird bei dem Vergleich mit dem gegenwärtigen

Prozess jedoch zudem auch der Energiegehalt des stofflich genutzten Naphtas und Erdgases mit einbezogen, weisen beide Prozesse im Hinblick auf den Energieverbrauch ein ähnliches Niveau auf. Diese Betrachtung wäre plausibel, da der Elektrizitätseinsatz für den zukünftigen Prozess das Ziel hat, einen Rohstoff für die stoffliche Nutzung herzustellen (Wasserstoff). Der Vorteil der exergetischen Bewertung (wie sie in dieser Studie durchgeführt worden ist) ist nun, dass diese Plausibilitätsabwägungen gar nicht erst durchgeführt werden müssen. Bei der Bewertung werden eingesetzte Rohstoffe (insbesondere exergetisch hochwertige) konsequent und umfassend mit einbezogen. In dem vorangegangenen Beispiel führt dies direkt dazu, dass der exergetische Wirkungsgrad der zwei verglichenen Prozesse für die Olefinherstellung auf ähnlichem Niveau ist. Es ist also direkt zu erkennen, dass die Prozesse im Prinzip ähnlich effizient sind.

Der Mehrwert der Exergieanalyse, die sich vor allem durch die integrierte Betrachtung von Stoff- und Energieflüssen ergibt, wird hierdurch besonders deutlich.

6 Kernaussagen und Handlungsempfehlungen

In den folgenden Abschnitten werden die umfangreichen und detaillierten Ergebnisse der Studie in einen größeren Kontext eingeordnet und auf wesentliche Kernbotschaften verdichtet. In Abschnitt 6.1 werden die in der Studie erarbeiteten Ergebnisse in Form von Kernaussagen zusammengefasst. In Abschnitt 6.2 werden anhand der entwickelten Kernaussagen Handlungsempfehlungen zur Förderung bzw. zur Umsetzung von Maßnahmen abgeleitet.

6.1 Kernaussagen

Elektrifizierung

Übergreifend ist festzustellen, dass der Einsatz von Elektrizität für mehrere der untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse ein zentraler Baustein zur Steigerung der Energieeffizienz ist.

- ▶ Im Bereich Papierherstellung sind alle untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse effizienter im Vergleich zum gegenwärtig abgebildeten Prozess. Dies wird neben dem Einsatz effizienterer Trocknungsverfahren vor allem durch die Bereitstellung von Prozessdampf mit Hilfe einer elektrizitätsbetriebenen Hochtemperaturwärmepumpe erzielt.
- ▶ Im Bereich Stahlherstellung wird der Produktionsprozess „Direktreduktion mit Wasserstoff“ als effizientestes Verfahren ermittelt. Hier entsteht ein erheblicher Mehrbedarf an Elektrizität im Vergleich zu gegenwärtigen Verfahren, der auf die Herstellung des Wasserstoffes zurückzuführen ist.
- ▶ Im Bereich Glasherstellung ist die Herstellung von Behälterglas mit elektrischen Wannen am effizientesten. Dabei kann der spezifische Endenergieverbrauch durch den direkten und effizienten Energieeintrag in die Glasschmelze im Vergleich zum gegenwärtigen Prozess reduziert werden.

Es werden somit für drei der sechs untersuchten Produktionsbereiche Effizienzfortschritte durch einen vermehrten Einsatz von Elektrizität erzielt. Für zwei der oben genannten Beispiele werden Hauptprozesse, die aktuell mehrheitlich fossil betrieben werden durch Alternativen ersetzt, die im Kern elektrizitätsbasiert sind. Dies trifft für die Stahlherstellung sowie die Glasherstellung zu. Im Bereich Papierherstellung handelt es sich um technische Verbesserung bestehender Prozesse sowie einer Veränderung im Bereich Nebenaggregate (Wärmepumpe statt fossiler Dampferzeuger).

Zudem ist übergreifend festzustellen, dass der erhöhte Einsatz von Elektrizität für die oben herausgestellten Prozesse neben mehr Effizienz auch erhebliche Reduktionen bei den THG-Emissionen bewirken kann. Dies vor dem Hintergrund, dass von einer Elektrizitätserzeugung ausgegangen wird, die ausschließlich mit Erneuerbaren Energien erfolgt.

- ▶ Im Bereich Papierherstellung könnten die THG-Emissionen mit den untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen technisch vollständig eliminiert werden.
- ▶ Im Bereich Stahlherstellung werden die THG-Emissionen mit dem Produktionsprozess „Direktreduktion mit Wasserstoff“ um etwa 85% reduziert (verglichen mit der Primärroute/Hochofenroute).

- Im Bereich Glasherstellung werden durch den Einsatz elektrischer Schmelzwannen energiebedingte THG-Emissionen vollständig vermieden; Somit fallen beim zukünftigen Glasherstellungsprozess nur noch prozessbedingte CO₂-Emissionen an, welche einen 10-prozentigen Anteil an den Gesamtemissionen des gegenwärtigen Produktionsprozesses hatten.

Des Weiteren ist übergreifend festzustellen, dass der Einsatz von mehr Elektrizität für die oben herausgestellten Prozesse zwar eine höhere Effizienz und weniger THG-Emissionen zur Folge haben kann, jedoch auch zu höheren spezifischen Energiekosten führen kann. Dies vor dem Hintergrund der verwendeten Preisprojektionen für 2050. Lediglich für den Bereich der Papierherstellung kommt es für alle definierten zukünftigen Produktionsprozesse zu einer leichten Reduktion der spezifischen Energiekosten.

- Im Bereich Stahlherstellung betragen die spezifischen Energiekosten für den Produktionsprozess „Direktreduktion mit Wasserstoff“ etwa das Zweifache verglichen mit den Kosten des gegenwärtigen Prozesses (mit denselben Preisprognosen).
- Im Bereich Glasherstellung liegen die spezifischen Energiekosten für den Produktionsprozess mit elektrischen Wannen etwa 15% über dem gegenwärtigen Prozess (mit denselben Preisprognosen).

Kernaussage 1:

Die Elektrifizierung von Prozessen zur Herstellung von Produkten mit hohem Energiebedarf führt typischerweise zu einer Verbesserung der Energieeffizienz und der exergetischen Effizienz der Prozesse. Durch die parallele Dekarbonisierung der Elektrizitätserzeugung geht mit der Elektrifizierung der Prozesse eine deutliche Reduktion der Treibhausgasemissionen einher. Aufgrund der gegenwärtigen und projizierten Kostenstrukturen der Energieträger führt der Energieträgerwechsel für die Produktionsprozesse trotz Effizienzgewinnen zu einem absoluten Anstieg der Energiekosten. Wird eine Elektrifizierung der Prozesse angestrebt, so sind die Auswirkungen der staatlich beeinflussten Energiekostenanteile in Hinblick auf die zukünftigen Investitionsentscheidungen der Anlagenbetreiber zu berücksichtigen.

Komplexität der Dekarbonisierung von Produktionsprozessen

Chemiesektor

Der Chemiesektor nimmt eine Sonderstellung in der Untersuchung ein. Sowohl bei der Ammoniak- als auch der Olefinproduktion werden bei den gegenwärtigen Produktionsprozessen exergetisch hochwertige Rohstoffe (Erdgas und/oder Naphta) neben einer energetischen insbesondere einer stofflichen Nutzung zugeführt, um die gewünschten Endprodukte herzustellen. Ein Ausweichen auf strombasierte Routen erfordert daher zusätzliche Umwandlungsschritte, um die erforderlichen chemischen Bestandteile (Wasserstoff in beiden Produktbereichen; zudem reines CO₂ im Bereich Olefine) zu erzeugen. Für die untersuchten zukünftigen Produktionsprozesse hat dies in beiden Bereichen dazu geführt, dass die strombasierten Varianten (d.h. die Varianten, in denen eine Wasserstoffelektrolyse eingesetzt wird) eine etwas schlechtere Effizienz aufweisen verglichen mit den bestehenden Verfahren.

Im Bereich Olefinherstellung wurde zudem der Einsatz einer alternativen Rohstoffquelle (Abfall/Ersatzbrennstoff) untersucht. Bei diesem Prozess fallen jedoch im Gegensatz zu der strombasierten Route weiterhin prozessbedingte Treibhausgasemissionen an, da der unterstellte Abfall/Ersatzbrennstoff nicht ausschließlich biogenen Ursprungs ist. Würde der Abfall/Ersatzbrennstoff ausschließlich aus biogenen

Bestandteilen bestehen, wäre eine CO₂-neutrale Bilanzierung unter Umständen denkbar. Hierbei spielen insbesondere der Preis und die Verfügbarkeit dieses Abfalls/Ersatzbrennstoffes eine entscheidende Rolle und bedarf einer gesonderten Untersuchung.

Zementsektor

Im Bereich Zement können die energiebedingten Treibhausgasemissionen bei beiden untersuchten zukünftigen Produktionsprozessen eliminiert werden. Es fallen jedoch für beide zukünftige Produktionsprozesse weiterhin relevante Mengen prozessbedingte Treibhausgasemissionen durch den eingesetzten Kalkstein an. Beide untersuchten Verfahren wenden jedoch das Oxy-Fuel Verfahren an, so dass reine CO₂-haltige Abgasströme vorhanden sind. Diese reinen CO₂-Ströme bieten zumindest eine Chance zur Weiternutzung in anderen Industrien, bspw. der Olefinindustrie. Dies hängt jedoch wiederum von den gewählten technologischen Pfaden in den wertstoffempfangenden Industrien ab. Zudem wird auch bei einer Weiternutzung der prozessbedingten CO₂-Emissionen keine Treibhausgasneutralität erreicht, sondern die Treibhausgase werden lediglich länger gebunden und die Emissionen im Gesamtsystem werden ggf. reduziert, jedoch nicht eliminiert. Daher stellt im Bereich Zement die Forschung und Entwicklung neuer Zementsorten einen besonders wichtigen Ansatzpunkt dar

Kernaussage 2:

Die Dekarbonisierung eines bestehenden Produktionsprozesses ist in vielen Fällen mit einer (nahezu) vollständigen Disruption der eingesetzten Verfahren und Aggregate verbunden. Zur Vermeidung von energie- und prozessbedingten Emissionen kommen alternative Technologien und Anlagen zum Einsatz, sodass sich der Aufbau und die Infrastruktur eines produzierenden Standortes signifikant verändern kann. Eine Elektrifizierung des bestehenden Produktionsprozesses hat bspw. Auswirkungen auf eingesetzten Strommengen zur Herstellung des Produktes, wodurch die Infrastruktur zum Bezug und zur Verteilung des Stromes angepasst werden müssen. Ein weiteres Beispiel ist der Einsatz von alternativen Rohstoffen wie Biogas oder abgeschiedenem CO₂ zur direkten Weiterverarbeitung (CCU). Hierfür müssten die benötigten Mengen dauerhaft und sicher zur Verfügung gestellt werden. Generell lässt sich sagen, dass die Dekarbonisierung eines bestehenden Produktionsprozesses zu einem signifikanten und komplexen Wandel eines Standortes führt.

Standörtliche Kombinationsformen

Die exergetischen Analysen der standörtlichen Kombinationsformen haben gezeigt, dass aus Effizienz-sicht die Kombination von verschiedenen Produktionsprozessen sinnvoll ist, da dies ermöglicht bis dato ungenutzte Wertströme zu nutzen. Die Kombinationsformen bieten somit eine Möglichkeit zur Effizienzsteigerung in der Industrie. Die Analysen haben jedoch gezeigt, dass bestimmte Kombinationsformen zwar ohne Berücksichtigung von Transportaufwänden Sinn machen, jedoch bei Berücksichtigung von Transportaufwänden durchaus zu einer schlechteren Gesamteffizienz führen können. Dies hängt letztlich von der Entfernung zwischen den verbundenen Standorten ab. In dieser Studie wurde angenommen, dass die örtliche Lage der Produktionsstandorte unverändert bleibt. Mögliche Effizienzvorteile durch Kombination zukünftiger Produktionsprozesse sind also besonders vor dem Hintergrund von Neuansiedlungen von Industriebetrieben und Produktionsprozessen zu betrachten.

Kernaussage 3:

Produktionsprozesse benötigen stets verschiedene Rohstoffe und Energiemengen und Qualitäten für die Herstellung des gewünschten Zielproduktes. Aufgrund von Ineffizienzen, unvollständigen Umsätzen und ungewünschten Nebenreaktionen entstehen neben dem gewünschten Produkt weitere Nebenprodukte oder nicht nutzbare Energieströme. Durch eine Symbiose verschiedener Produktionsprozesse kann die Nutzung von Nebenprodukten und Abwärmeströmen im jeweils anderen Prozess erfolgen. Die Effizienzsteigerung durch Kopplung von Teilprozessen, wie sie z.B. in der Kraft-Wärme-Kopplung oder Chemie-parks seit langem etabliert ist, kann wesentliche Beiträge zur Optimierung liefern, erfordert aber eine herausfordernde Abstimmung zwischen den einzelnen Akteuren, da die vielfältigen Aspekte solcher Verknüpfungen in rechtlicher, wirtschaftlicher, ökologischer und zeitlicher Hinsicht koordiniert werden müssen und signifikante Transaktionskosten zu berücksichtigen sind. Im Idealfall entstehen Öko-Industrie-Parks, welche die gewünschten Güter emissions-, abfall- und abwasserfrei produzieren.

Insgesamt zeigt die Studie auf, dass die Ableitung von notwendigen Rahmenbedingungen für die weitere industrielle Entwicklung der energieintensiven Industrien in Deutschland, die stoffliche und energetische Prozesse mit einer hohen Effizienz fördern, besonders komplex ist. Diesbezüglich sind tiefergehende Analysen notwendig. Hier wären Szenarioanalysen, die gemeinsam mit Vertretern der jeweiligen Branchen erarbeitet würden ein hilfreicher Ansatz.

6.2 Handlungsempfehlungen

Zu den in dieser Studie erarbeiteten Ergebnissen und Kernaussagen werden im Folgenden Handlungsempfehlungen abgeleitet, die zur Umsetzung der erforderlichen Maßnahmen für eine Dekarbonisierung des Industriesektors notwendig bzw. förderlich sind. Für die Wirksamkeit von Handlungsempfehlungen ist ein Rahmen notwendig, welcher eine Adressierung und Umsetzung von Maßnahmen ermöglicht. Zum einen müssen mittel- und langfristige Klimaschutzziele auf nationaler und europäischer Ebene in einer klar formulierten Strategie festgehalten, eingehalten und regelmäßig bekräftigt werden. Hierbei sollten soziale und wirtschaftliche Belastungen der einzelnen Unternehmen sowie des gesamten Industriesektors berücksichtigt werden. Zum anderen spielt ein geregeltes Monitoring und die kontinuierliche Weiterentwicklung von Maßnahmenpaketen zum Erreichen einzelner Etappenziele und schlussendlich der Treibhausgasneutralität des Industriesektors eine entscheidende Rolle. Für die in Abschnitt 6.1 formulierten Kernaussagen werden folgende Handlungsempfehlungen abgeleitet.

Elektrifizierung

Eine Elektrifizierung der gegenwärtigen, meist mit fossilen Energieträgern betriebenen Produktionsprozesse führt in vielen Fällen zu einer grundlegenden Umstrukturierung des Standortes und zum Einsatz neuer und nicht vertrauter Technologien. Um diese Veränderungen ohne Produktionseinbußen in den Betrieb zu implementieren, muss eine adäquate Kompetenz und ein grundlegendes Verständnis der alternativen Produktionsprozesse aufgebaut werden. Daraus leiten sich folgende drei Handlungsempfehlungen ab.

- Es wird empfohlen unternehmensübergreifende und branchenspezifische Reallabore zu gründen, in welchen der Einsatz der elektrischen und innovativen Produktionsprozesse getestet werden. Dabei sollen vor allem Probleme und Herausforderungen bei der damit verbundenen Umstellung des Produktionsprozesses thematisiert werden. Dieser Wissensaufbau sollte in das verarbeitende Gewerbe hineingetragen werden.
- Zudem wird empfohlen regelmäßige Tagungen und Konferenzen im Themenkontext Elektrifizierung und Dekarbonisierung der Industrie einzurichten. Hier sollte insbesondere auch die

Technologie Hochtemperaturwärmepumpe verstärkt adressiert werden. Durch diese Maßnahme wird die Generierung und Diffusion von Wissen angereizt, indem sich Unternehmen über Erfahrungswerte und Problemstellungen der eingesetzten Technologien austauschen.

- Darüber hinaus wird empfohlen den Einsatz innovativer Technologien sowie deren Betriebsführung frühzeitig an die Mitarbeiter der Unternehmen heranzutragen. Hierfür sollten die möglichen eingesetzten zukünftigen Produktionsprozesse Bestandteil der Ausbildung in den jeweiligen Produktionsstätten sein, aber auch Einzug in entsprechende Hochschulmodule und duale Ausbildungsprogramme finden.

Für die Umstellung auf elektrifizierte Prozesstechnologien muss sowohl standortscharf, als auch regional genaue Untersuchungen der infrastrukturellen und ökonomisch sinnvollen Rahmenbedingungen zur Umsetzung von Dekarbonisierungsmaßnahmen und dem Bezug bzw. der Erzeugung der hierfür notwendigen Stoffe durchgeführt werden. Hierbei sollen vor allem technische Umsetzbarkeit und wirtschaftliche Verfügbarkeit der benötigten Energieträger und Rohstoffe fokussiert werden.

Für die untersuchten elektrifizierten Produktionsprozesse ist in den meisten Fällen ein Anstieg der spezifischen Energiekosten im Vergleich zu den gegenwärtigen Produktionsprozessen zu beobachten. Es müsste daher evaluiert werden, inwieweit gegenwärtige Fördermittel einen Umstieg auf elektrifizierungs-basierte Prozesse tatsächlich anreizen (bspw. im Rahmen des Umweltinnovationsprogramms (UIP) des BMU, oder im Rahmen des Programms Bundesförderung für Energieeffizienz in der Wirtschaft von der KfW) und ob zur Erhöhung der Anreizwirkung Optimierungsbedarf besteht.

Komplexität der Dekarbonisierung von Produktionsprozessen

Signifikante und komplexe Veränderungen von etablierten Produktionsprozessen durch die Dekarbonisierung führen zu erheblichen Unsicherheiten und Investitionsrisiken. Neue noch nicht etablierte Prozesse und Verfahren müssen vom Pilotmaßstab auf den Produktionsmaßstab skaliert werden. Zudem führt der grundlegende Umbau durch den Wegfall der Produktion während der Umbauzeit zu erheblichen Umsatzausfällen. Die erforderlichen Genehmigungsverfahren beinhalten zudem Risiken im zeitlichen Ablauf für die Umstellung der Prozessrouten.

Deshalb sollte der Scale up der neuen Prozesstechnologien durch entsprechende Forschungs- und Investitionsmittel flankiert werden. Dabei gilt es insbesondere die Unternehmen zu unterstützen, die entsprechende Verfahren erstmalig im Produktionsmaßstab installieren. Sinnvoll wären hier Zins- und Tilgungszuschüsse sowie Risikobürgschaften.

Zudem könnten Erleichterungen und Beschleunigungen im Rahmen von Genehmigungsverfahren sinnvoll und hilfreich für die Umsetzung von Dekarbonisierungsmaßnahmen sein. Im Planungsrecht ergeben sich zudem durch die technologischen Neuerungen erhebliche Unsicherheiten in Bezug auf die Planung und Terminierung von Ersatzinvestitionen, da die Behörden sich bei der Erteilung von Genehmigungen nicht auf bisherige Erfahrungen und Wissen aus früheren Verfahren stützen können.

Soll die Dekarbonisierungsoption CCU oder CCS, insbesondere für die prozessbedingten CO₂ Emissionen, offengehalten werden, so setzt dies die Planung und den Bau einer entsprechenden Transportinfrastruktur voraus, um die möglichen Speicherstätten in der Nordsee (NL, UK, NO) zu erreichen. Für eine mögliche Speicherung in Deutschland müsste das Gesetz zur Demonstration der dauerhaften Speicherung von Kohlendioxid (Kohlendioxid-Speicherungsgesetz - KSpG) vom 17.08.2012 geändert werden, weil die darin enthaltenen Fristen für die Erprobung bereits abgelaufen sind. Da für diese Infrastrukturen ein zeitlicher Vorlauf von 10 und mehr Jahren anzusetzen ist, sollten zeitnah entsprechende Überlegungen zum Einsatz dieser Technologien in Deutschland getroffen werden.

Standörtliche Kombinationsformen

Die Studie hat gezeigt, dass sich die industrielle Symbiose positiv auf die kumulierte Effizienz verschiedener Produktionsstandorte auswirken kann. Um die Suche nach diesen Potenzialen seitens der Unternehmen anzureizen, wird empfohlen eine Förderung von Beratungen zur Ermittlung und Beurteilung von Symbiosepotenzialen zwischen Unternehmen zur Verfügung zu stellen.

Zudem könnte der Aufbau eines Informationsangebots zur industriellen Symbiose sowie zu diesbezüglichen Fördermöglichkeiten die Bereitschaft zur Nutzung möglicher Synergien erhöhen. Hier müsste evaluiert werden, inwieweit bestehende Förderprogramme bereits Möglichkeiten bieten (bspw. im Rahmen des Umweltinnovationsprogramms (UIP) des BMU, oder im Rahmen des Programms Bundesförderung für Energieeffizienz in der Wirtschaft von der KfW) und ob diesbezüglich Erweiterungs- und/oder Optimierungsbedarf besteht.

7 Literaturverzeichnis

- Achternbosch, M.; Bräutigam, K.-R. (2000): Herstellung von Zementklinker – Verfahrensbeschreibung und Analysen zum Einsatz von Sekundärbrennstoffen. Hg. v. Forschungszentrum Karlsruhe. Institut für Technikfolgenabschätzung und Systemanalyse. Online verfügbar unter <http://digbib.ubka.uni-karlsruhe.de/volltexte/fzk/6508/6508.pdf>.
- AGEB (2019): Anwendungsbilanzen für die Endenergiesektoren in Deutschland in den Jahren 2013 und 2017 mit Zeitreihen von 2013 bis 2017. Unter Mitarbeit von H.-J. Ziesing, C. Rohde, H. Kleeberger, L. Hardi, B. Geiger, M. Frondel, R. Janßen-Timmen und S. Sommer. Hg. v. AG Energiebilanzen e. V. Berlin.
- Agora (2018): Die zukünftigen Kosten strombasierter synthetischer Brennstoffe. Hg. v. Agora Verkehrswende, Agora Energiewende und Frontier Economics. Berlin.
- Ahola, Marja Birgit (2014): Optimierung von Stoffaufbereitungsprozessen nach Nachhaltigkeitskriterien. Masterarbeit. Technische Universität Darmstadt, Darmstadt. Fachgebiet Papierfabrikation und Mechanische Verfahrenstechnik.
- Ammar, Yasmine; Joyce, Sharon; Norman, Rosemary; Wang, Yaodong; Roskilly, Anthony P. (2012): Low grade thermal energy sources and uses from the process industry in the UK. In: Applied Energy 89 (1), S. 3–20. DOI: 10.1016/j.apenergy.2011.06.003.
- Atsushi, Masaaki; Uemura, Hiroshi; Sakaguchi, Takashi (2010): MIDREX Process. In: Kobelco Technology Review No. 29. Online verfügbar unter http://www.kobelco.co.jp/english/ktr/pdf/ktr_29/050-057.pdf, zuletzt geprüft am 10.05.2019.
- Bargel, Stefan (2010): Entwicklung eines exergiebasierten Analysemodells zum umfassenden Technologievergleich von Wärmeversorgungssystemen unter Berücksichtigung des Einflusses einer veränderlichen Außentemperatur. Dissertation. Ruhr-Universität Bochum, Bochum.
- Barth, Frank-Michael (2016): Thermodynamik für Maschinenbauer. 2. Auflage. Berlin, Boston: De Gruyter Oldenbourg (De Gruyter Studium).
- Bazzanella, Alexis Michael; Ausfelder, Florian; DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V. (2017): Low carbon energy and Low carbon energy and feedstock for the European chemical industry. Technology Study. Hg. v. DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V. Frankfurt am Main.
- Brinner, A.; Schmidt, M.; Schwarz, S.; Wagener, L.; Zuberbühler, U. (2018): Technologiebericht 4.1 Power-to-gas (Wasserstoff). Technologien für die Energiewende. Teilbericht 2 an das Bundesministerium. Hg. v. Wuppertal Institut, ISI, IZES. Wuppertal, Karlsruhe, Saarbrücken.
- Brunke, Jean-Christian (2017): Energieeinsparpotenziale von energieintensiven Produktionsprozessen in Deutschland: Eine Analyse mit Hilfe von Energieeinsparkostenkurven. Dissertation. Universität Stuttgart, Stuttgart. Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung.
- Bubeck, Steffen (2017): Potenziale elektrischer Energieanwendungstechniken zur rationellen Energieanwendung. Dissertation. Universität Stuttgart, Stuttgart. Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung.
- Bühler, Fabian; Nguyen, Tuong-Van; Elmegaard, Brian (2016): Energy and exergy analyses of the Danish industry sector. In: Applied Energy (184), S. 1447–1459.
- Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (Hg.) (2014): 3. Nationaler Energieeffizient-Aktionsplan (NEEAP= 214 der Bundesrepublik Deutschland gemäß der Richt-line des Europäischen Parlaments und des Rates vom 25. Oktober 2012 zur Energieeffizienz (2012/27/EU).

- Burgers, K.; Laux, S.; Shah, Minish (2013): CO2 Processing Unit for Oxy-Fuel Fired Rotary Cement Kiln. Hg. v. Praxair Technology Inc. Ponferrada, Spain. Online verfügbar unter https://ieaghg.org/docs/General_Docs/OCC3/Secured%20presentations/ss_2_Praxair%20OCC3%20CPU%20for%20E-CRA%20Study%20Praxair.pdf.
- Buttermann, Hans Georg; Baten, Tina (2013): Wettbewerbsfähige Stromkosten. Voraussetzung für die Zementherstellung am Standort Deutschland. Hg. v. EEFA – Energy Environment Forecast Analysis GmbH & Co. KG. Münster.
- BV Glas (2011): Jahresbericht 2011. Hg. v. Bundesverband Glasindustrie e.V. Düsseldorf.
- Carrasco-Maldonado, Francisco; Spörl, Reinhold; Fleiger, Kristina; Hoenig, Volker; Maier, Jörg; Scheffknecht, Günter (2016): Oxy-fuel combustion technology for cement production – State of the art research and technology development. In: International Journal of Greenhouse Gas Control 45, S. 189–199. DOI: 10.1016/j.ijggc.2015.12.014.
- Cefic (2013): European chemistry for growth. Unlocking a competitive, low carbon and energy efficient future. Hg. v. Cefic aisbl. Brüssel, Belgium.
- Cludius, Johanna; Herman, Hauke (2014): Die Zusatzgewinne ausgewählter deutscher Branchen und Unternehmen durch den EU-Emissionshandel. Hg. v. Öko-Institut e.V. im Auftrag der Umweltstiftung WWF Deutschland. Berlin.
- de Beer, J. G. (1998): Potential for Industrial Energy Efficiency Improvement in the Long Term. Dissertation. Utrecht University, Utrecht. Department of Science, Technology and Society.
- DEHst (2014): Zuteilung 2013-2020. Ergebnisse der kostenlosen Zuteilung von Emissionsberechtigungen an Bestandsanlagen für die 3. Handelsperiode 2013-2020. Hg. v. Umweltbundesamt und Deutsche Emissionshandelsstelle. Berlin.
- DIN V 18599-1: Energetische Bewertung von Gebäuden - Berechnung des Nutz-, End- und Primärenergiebedarfs für Heizung, Kühlung, Lüftung, Trinkwarmwasser und Beleuchtung.
- DIN V 18599-1: Energetische Bewertung von Gebäuden - Berechnung des Nutz-, End- und Primärenergiebedarfs für Heizung, Kühlung, Lüftung, Trinkwarmwasser und Beleuchtung.
- Dyckhoff, Harald; Spengler, Thomas Stefan (2010): Produktionswirtschaft. Eine Einführung. 3., überarb. und erw. Aufl. Berlin: Springer (Springer-Lehrbuch).
- EC (2007): Large Volume Inorganic Chemicals – Ammonia, Acids and Fertilisers. Hg. v. Europäische Kommission. [o. A.].
- ECRA (2009): Technical Report. TR-ECRA-106/2009, ECRA CCS Project - Report about Phase II. Hg. v. European Cement Research Academy (ECRA). Düsseldorf.
- VDI 2094, 2003: Emissionsminderung Zementwerke.
- Falcke, Heino; Holbrook, Simon; Clenahan, Iain; Sanalan, Teoman; Brinkmann, Thomas; Roth, Joze et al. (2017): Best Available Techniques (BAT) reference document for the production of large volume organic chemicals. Hg. v. Joint Research Centre der Europäischen Kommission. Luxembourg (EUR, Scientific and technical research series).
- Fleiter, T.; Schlomann, B.; Eichhammer, W. (2013): Energieverbrauch und CO2-Emissionen industrieller Prozesstechnologien - Einsparpotentiale, Hemmnisse und Instrumente. Stuttgart: Fraunhofer Verlag.
- Fleiter, Tobias; Fehrenbach, Daniel; Worrell, Ernst; Eichhammer, Wolfgang (2012): Energy efficiency in the German pulp and paper industry – A model-based assessment of saving potentials. In: Energy Policy 40 (1), S. 84–99. DOI: 10.1016/j.energy.2012.02.025.

Fraunhofer ISI; Consentec; ifeu-Institut für Energie- und Umweltforschung (2017): Langfristszenarien für die Transformation des Energiesystems in Deutschland. Hg. v. Bundesministerium für Wirtschaft und Energie (BWMi).

Frenzel; Philipp, Emanuel (2014): Bewertung von Syntheserouten auf Basis von Exergiebilanzen. Dissertation. Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen, Aachen.

Gaderer, Matthias (2007): Wärmeversorgung mit fester Biomasse bei kleiner Leistung. Dissertation. TU-München, München.

Gentili, Paolo; Landini, Chiara, D'Ovidio, Silvia; Lusardi, Elenora; Rohde, Clemens; Aydemir, Ali; Hirzel, Simon et al. (2014): Ecodesign Preparatory Study on Steam Boilers (ENTR Lot 7). Hg. v. Europäische Kommission. Pricewaterhouse Coopers; Fraunhofer Institut für System- und Innovationsforschung ISI; ICCS-NTUA. Rom, Athen, Karlsruhe.

Gitzhofer, Karlheinz (2007): Erarbeitung eines deutschen Beitrages zur Revision des BVT Merkblattes für die Glas- und Mineralfaserindustrie. Unter Mitarbeit von Karlheinz Gitzhofer. Hg. v. Umweltbundesamt.

Gonzalez Hernandez, Ana; Paoli, Leonardo; Cullen, Jonathan M. (2018): How resource-efficient is the global steel industry? In: Resources, Conservation and Recycling 133, S. 132–145. DOI: 10.1016/j.resconrec.2018.02.008.

Hermann, Hauke; Matthes, Felix; Athmann, Uwe (2012): Potenziale und Chancen der Technologie zur CO₂-Abtrennung und -ablagerung (CCS) für industrielle Prozessemissionen. Hg. v. Öko-Institut e.V. und dezentec für die Umweltstiftung WWF Deutschland.

Hirzel, Simon; Arens, Marlene; Aydemir, Ali (2017): Energiekompendium. Ein Nachschlagewerk für Grundbegriffe, Konzepte und Technologien. Stuttgart: Fraunhofer-Verlag.

Hirzel, Simon; Sontag, Benjamin; Rohde, Clemens (2013): Industrielle Abwärmenutzung. Kurzstudie. Hg. v. Fraunhofer Institut für System- und Innovationsforschung (ISI) gefördert durch das BMBF. Karlsruhe.

Hölling, Marc; Gellert, Sebastian (o. J.): Vom Erdgas zum Wasserstoff – Zeit für einen Wechsel bei der Direktreduktion? Richtlinien Tagungsband (ASK 32).

Hölling, Marc; Gellert, Sebastian (2018): Direct Reduction: Transition from Natural Gas to Hydrogen? Hg. v. Conference Paper: ICSTI 2018. Vienna.

Hölling, Marc; Weng, Matthias; Gellert, Sebastian (2017): Bewertung der Herstellung von Eisenschwamm unter Verwendung von Wasserstoff. In: Eisen und Stahl (137) Nr. 6, S. 47–53.

Hu, Guihua; Yuan, Benfeng; Zhang, Liang; Li, Jinlong; Du, Wenlin; Qian, Feng (2016): Coupled simulation of convection section with dual stage steam feed mixing of an industrial ethylene cracking furnace. In: Chemical Engineering Journal 286, S. 436–446. DOI: 10.1016/j.cej.2015.10.093.

Iaquaniello, Gaetano; Centi, Gabriele; Salladini, Annarita; Palo, Emma; Perathoner, Siglinda; Spadaccini, Luca (2017): Waste-to-methanol. Process and economics assessment. In: Bioresource technology 243, S. 611–619. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.06.172.

IEA GHG (2008): CO₂ Capture in the Cement Industry. Technical Study, Report Number: 2008/3. Hg. v. IEA Greenhouse Gas R&D Programme. Online verfügbar unter https://ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2008-3.pdf, zuletzt geprüft am 03.05.2019.

IEA GHG (2013): Iron and Steel CCS Study (Techno-Economics Integrated Steel Mill). Report 2013/04. Hg. v. International Energy Agency (IEA). Online verfügbar unter https://ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2013-04.pdf.

- IPCC (2007): IPCC Fourth Assessment Report: Climate Change 2007. Unter Mitarbeit von S. Solomon, D. Qin, M. Manning, Z. Chen, M. Marquis, K. B. Averyt et al. Hg. v. Intergovernmental Panel on Climate Change. Online verfügbar unter https://www.ipcc.ch/publications_and_data/ar4/wg1/en/ch2s2-10-2.html, zuletzt geprüft am 29.08.2017.
- IPCC (2011): 2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories. Volume 2: Energy. Hg. v. Intergovernmental Panel on Climate Change. Online verfügbar unter <http://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/2006gl/vol2.html>, zuletzt geprüft am 29.08.2017.
- Jentsch, Andrej (2010): A novel exergy-based concept of thermodynamic quality and its application to energy system evaluation and process analysis. Dissertation. Technische Universität Berlin, Berlin.
- Johansson, Erika (2013): Process integration study of biomass-to-methanol (via gasification) and methanol-to-olefins (MTO) processes in an existing steam cracker plant. Masterarbeit. Chalmers University of Technology, Göteborg (Schweden). Department of Energy and Environment.
- Kobe Steel Ltd.; The Tokyo Electric Power Co. Inc.; Chubu Electric Power Co. Inc.; The Kansai Electric Power Co. Inc. (2011): Overview of Steam Glow Heat Pump. Nagoya (Japan).
- Kourti, Ioanna; Scalet, Bianca Maria; Schorcht, Frauke (2013): Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Cement, Lime and Magnesium Oxide. Hg. v. European Commission - JRC IPTS European IPPC Bureau.
- Kramer, Klaas Jan; Masanet, Eric; Xu, Tengfang; Worrell, Ernst (2009): Energy Efficiency Improvement and Cost Saving Opportunities for the Pulp and Paper Industry. An ENERGY STAR Guide for Energy and Plant Managers. Hg. v. Berkeley National Laboratory im Auftrag der U.S. Environmental Protection Agency. Berkeley.
- Lockie, M. (1998): Pressing Forward with New Design. Pulp and Paper International. Hg. v. Miller Freeman Publications. San Francisco, Califor.
- Martin, N.; Anglani, D.; Einstein, D.; Khrushch, M.; Worrell, E.; Price, L. K. (2000): Opportunities to Improve Energy Efficiency and Reduce Greenhouse Gas Emissions in the U.S. Pulp and Paper Industry. Hg. v. Berkeley National Laboratory supported by the Climate Protection Division, Office of Air and Radiation, U.S. Environmental Protection Agency through the U.S. Department of Energy. Berkeley.
- Martinez, Isidoro (2018): Chemical Exergy. Hg. v. Ciudad Univeritaria Prof. Martinez. [o. A]. Online verfügbar unter <http://webserver.dmt.upm.es/~isidoro/>.
- MCCOY, S.; RUBIN, E. (2007): An engineering-economic model of pipeline transport of CO₂ with application to carbon capture and storage. In: International Journal of Greenhouse Gas Control 2 (2), S. 219–229. DOI: 10.1016/S1750-5836(07)00119-3.
- Midrex Technologies, Inc. (2016): 2015 World Direct Reduction Statistics. Hg. v. Inc. Midrex Technologies. Online verfügbar unter www.midrex.de.
- Miller, Michael; Bubeck, Steffen; Hufendiek, Kai (2016): Zur Methodik von Effizienzbewertungen im energiewirtschaftlichen Kontext. In: Z Energiewirtschaft. (Zeitschrift für Energiewirtschaft). DOI: 10.1007/s12398-016-0180-9.
- Möbius, Christian H. (2017): Abwasser der Papier- und Zellstoffindustrie. Biologische Reinigung von Abwässern aus der Erzeugung von Papier und Zellstoff. 5. Auflage. Augsburg.
- Mujumdar, Arun S. (2006): Handbook of Industrial Drying, Third Edition. 3rd ed. Baton Rouge: CRC Press.
- Neckermann, Gerhard; Wessels, Hans (1987): Die Glasindustrie - ein Branchenbild. Berlin: Duncker & Humblot (Beiträge zur Strukturforschung, H. 95).
- OGIS GmbH. Online verfügbar unter <https://www.glassglobal.com/directory/conditions.html>.

- Ortiz-Espinoza, Andrea P.; Noureldin, Mohamed M.B.; El-Halwagi, Mahmoud M.; Jiménez-Gutiérrez, Arturo (2017): Design, simulation and techno-economic analysis of two processes for the conversion of shale gas to ethylene. In: Computers & Chemical Engineering 107, S. 237–246. DOI: 10.1016/j.comp-chemeng.2017.05.023.
- Osteroth, D. (1989): Von der Kohle zur Biomasse: Chemierohstoffe und Energieträger im Wandel der Zeit: Springer Berlin Heidelberg.
- Peletiri, Suoton; Rahmanian, Nejat; Mujtaba, Iqbal (2018): CO2 Pipeline Design: A Review. In: Energies 11 (9), S. 2184. DOI: 10.3390/en11092184.
- Pérez-Fortes, Mar; Schöneberger, Jan C.; Boulamanti, Aikaterini; Tzimas, Evangelos (2016): Methanol synthesis using captured CO₂ as raw material. Techno-economic and environmental assessment. In: Applied Energy 161, S. 718–732. DOI: 10.1016/j.apenergy.2015.07.067.
- Pfaff, I.; Kather, A.; Sieck, J. (2008): Thermodynamischer Vergleich von Oxyfuel-Kraftwerksprozessen mit Sauerstoffbereitstellung durch kryogene Luftzerlegungsanlagen und durch Hochtemperaturmembranen. Hg. v. Kraftwerkskolloquium. Dresden.
- Radgen, Peter (1996): Energiesystemanalyse eines Düngemittelkomplexes. Dissertation. Gerhard-Mercator-Universität - Gesamthochschule Duisburg, Duisburg. Forsch.-Ber.VDI Reihe 6 Nr. 342.
- Remus, Rainer; Roudier, Serge; Delgado Sancho, Luis; Aguado-Monsonet, Miguel A. (2013): Best available techniques (BAT) reference document for iron and steel production. Industrial emissions Directive 2010/75/EU : integrated pollution prevention and control. Luxembourg: Publications Office (EUR (Luxembourg. Online), 25521).
- Ren, T.; Patel, M.; Blok, K. (2008): Steam cracking and methane to olefins: Energy use, CO₂ emissions and production costs. In: Energy (Vol. 33 (5)), S. 817–833. DOI: 10.1016/j.energy.2008.01.002.
- Riedl, Karsten (2006): Exergetische und Exergoökonomische Bewertung von Verfahren der Energie- und Stoffwandlung. Dissertation. Martin-Luther-Universität, Halle-Wittenberg.
- Rivero, R.; Garfias, M. (2006): Standard chemical exergy of elements updated. In: Energy 31 (15), S. 3310–3326. DOI: 10.1016/j.energy.2006.03.020.
- RWI (2013): Die Klimavorsorgepflicht der deutschen Wirtschaft - Monitoringbericht 2011 und 2012. Online verfügbar unter http://www.rwi-essen.de/media/content/pa-ges/publikationen/rwi-projekt-berichte/RWI_PB_Monitoringbericht-2011-und-2012.pdf.
- Saacke (2016): Faustformelsammlung. 8. Auflage. Unter Mitarbeit von J. P. Arning, S. Gose, W. Peters, B. Rieger, T. Schmidt und n. Schopf. Hg. v. Saacke GmbH. Online verfügbar unter https://www.saa-cke.com/fileadmin/Media/Documents/pdfs/DE/Kontakte_und_Hilfreiches/Faustformeln_deutsch.pdf.
- Scalet, Bianca Maria; Roudier, Serge; Garcia Muñoz, Marcos; Delgado Sancho, Luis; Sissa, Aivi Querol (2013): Best available techniques (BAT) reference document for the manufacture of glass. Industrial emissions Directive 2010/75/EU: integrated pollution prevention and control. Luxembourg: Publications Office (EUR (Luxembourg. Online), 25786).
- Schindler, Ilse; Ronner, Christoph (1999): Stand der Technik bei der Glasherstellung. Hg. v. Umweltbundesamt. Wien, Österreich.
- Schlesinger, M.; Hofer, P.; Kemmler, A.; Kirchner, A.; Koziel, S.; Ley, A. et al. (2014): Entwicklung der Energiemärkte – Energiereferenzprognose. Hg. v. Prognos, Energiewirtschaftliches Institut an der Universität zu Köln und Gesellschaft für Wirtschaftliche Strukturforchung. Basel, Köln, Osnabrück.
- Schmidt, O.; Gambhir, A.; Staffell, I.; Hawkes, A.; Nelson, J.; Few, S. (2017): Future cost and performance of water electrolysis. An expert elicitation study. In: International Journal of Hydrogen Energy 42 (52), S. 30470–30492. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2017.10.045.

Schorcht, Frauke; Kourti, Ioanna; Scalet, Bianca Maria; Roudier, Serge; Delgado Sancho, Luis (2013): Best available techniques (BAT) reference document for the production of cement, lime and magnesium oxide. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (integrated pollution prevention and control). Luxembourg: Publications Office (EUR, Scientific and technical research series, 26129).

Smolinka, Tom; Günther, Martin; Garcke, Jürgen (2010): Stand und Entwicklungspotenzial der Wasserelektrolyse zur Herstellung von Wasserstoff aus regenerativen Energien. Kurzfassung des Abschlussberichts. Hg. v. Fraunhofer-Institut für Solare Energiesysteme. Freiburg.

Statistisches Bundesamt: Eisen und Stahl (Fachserie 4 Reihe 8.1). Wird seit 2010 nicht mehr vom Statistischen Bundesamt erhoben, aber von der Wirtschaftsvereinigung Stahl fortgeführt, die dem Umweltbundesamt diese Daten für die Emissionsberichterstattung zur Verfügung stellt. Hg. v. Wirtschaftsvereinigung Stahl.

Statistisches Bundesamt (2011): Erhebung über die Energieverwendung 2010. Energieverbrauch nach Energieträgern. Hg. v. Statistisches Bundesamt. Wiesbaden.

Suhr, Michael; Klein, Gabriele; Kourti, Ioanna; Gonzalo, Miguel Rodrigo; Santonja, Germán Giner; Roudier, Serge; Sancho, Luis Delgado (2015): Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Pulp, Paper and Board. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control). Hg. v. Joint Research Centre der Europäischen Kommission. Luxemburg.

Szargut, Jan; Morris, David R.; Steward, Frank R. (1988): Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes. New York: Hemisphere.

Umweltbundesamt (2014a): Treibhausgasneutrales Deutschland im Jahr 2050 - Studie. Unter Mitarbeit von Katja Purr, Ulla Streng, Manuela Will, Guido Knoche und Anette Volkens. Hg. v. Umweltbundesamt. Dessau-Roßlau. Online verfügbar unter <http://www.umweltbundesamt.de/publikationen/treibhausgasneutrales-deutschland-im-jahr-2050-0>.

Umweltbundesamt (2014b): Treibhausgasneutrales Deutschland im Jahr 2050 - Studie. Unter Mitarbeit von Katja Purr, Ulla Streng, Manuela Will, Guido Knoche und Anette Volkens. Hg. v. Umweltbundesamt. Dessau-Roßlau. Online verfügbar unter <http://www.umweltbundesamt.de/publikationen/treibhausgasneutrales-deutschland-im-jahr-2050-0>.

Umweltbundesamt (2016a): Berichterstattung unter der Klimarahmenkonvention der Vereinten Nationen und dem Kyoto-Protokoll 2016. Nationaler Inventarbericht zum Deutschen Treibhausgasinventar 1990-2014. Hg. v. Umweltbundesamt. Dessau-Roßlau.

Umweltbundesamt (2016b): Berichterstattung unter der Klimarahmenkonvention der Vereinten Nationen und dem Kyoto-Protokoll 2016. Nationaler Inventarbericht zum Deutschen Treibhausgasinventar 1990-2014. Hg. v. Umweltbundesamt. Dessau-Roßlau.

Umweltbundesamt (2016c): Die Nutzung von Exergieströmen in kommunalen Strom-Wärme-Systemen zur Erreichung der CO₂-Neutralität von Kommunen bis zum Jahr 2050. Unter Mitarbeit von Hans Hertle, Jentsch Andrej, Eisenmann Lothar, Julia Brasche, Sarah Brückner und Corinna et al. Schmitt. Hg. v. Umweltbundesamt. ifeu-Institut für Energie- und Umweltforschung; Fraunhofer IBP. Dessau-Roßlau.

Umweltbundesamt (2016d): Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix in den Jahren 1990 bis 2015. Hg. v. Umweltbundesamt. Dessau-Roßlau.

Umweltbundesamt (2019a): Primärenergieverbrauch. Hg. v. Umweltbundesamt. Online verfügbar unter <https://www.umweltbundesamt.de/daten/energie/primaerenergieverbrauch#textpart-2>, zuletzt geprüft am 24.09.2019.

Umweltbundesamt (2019): Abwärmenutzungspotenziale in Anlagen integrierter Hüttenwerke der Stahlindustrie. Hg. v. Umweltbundesamt. Stahlinstitut VDEh im Auftrag des Umweltbundesamts. Dessau-Roßlau.

UPM Kymmene (2010): So entsteht Qualitätspapier. Hg. v. UPM GmbH. [o. A.].

VCI (2016): Chemiewirtschaft in Zahlen 2016. Hg. v. Verband der Chemischen Industrie e. V. Frankfurt am Main. Online verfügbar unter <https://www.vci.de/vci/downloads-vci/publikation/chemiewirtschaft-in-zahlen-print.pdf>.

VDEh (2011): 10. CO₂-Monitoring-Fortschrittsbericht der Stahlindustrie in Deutschland-Berichtsjahr 2010. Unter Mitarbeit von Jean Theo Ghenda. Hg. v. Stahlinstitut VDEh. Düsseldorf. Online verfügbar unter http://www.stahl-online.de/wp-content/uploads/2014/03/10_CO2-Monitoring-Fortschrittsbericht_Stahlindustrie_2010.pdf.

VDI (2017): VDI-Richtlinie 2578. Emissionsminderung Glashütten. Düsseldorf: Verein Deutscher Ingenieure e.V.

VDP (2012): Papier 2012: Ein Leistungsbericht. Hg. v. Verband Deutscher Papierfabriken. o. O.

VDP (2017): Papier 2017. Ein Leistungsbericht. Hg. v. Verband Deutscher Papierfabriken. Bonn.

VDZ (2010): Umweltdaten der deutschen Zementindustrie 2010. Hg. v. Verein Deutscher Zementwerke e.V (VDZ) und Forschungsinstitut der Zementindustrie. Düsseldorf.

VDZ (2019): A. Wichtige Daten auf einen Blick (Auswahl). A2. Klinker- und Zementproduktion, Klinkerfaktor. Hg. v. Verein Deutscher Zementwerke e.V (VDZ). Online verfügbar unter www.vdz-online.de, zuletzt geprüft am 03.05.2019.

Viking Heat Engines (2018a): Austausch zu den Einsatzmöglichkeiten von Hochtemperaturwärmepumpen in der Papierindustrie (02.10.2018), 2018. E-Mail an Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung.

Viking Heat Engines (2018b): Industrierärmepumpe für nachhaltige Prozesswärme bis 160 °C. Hg. v. Viking Heat Engines AS. [o. A.].

Vogl, Valentin; Åhman, Max; Nilsson, Lars J. (2018): Assessment of hydrogen direct reduction for fossil-free steelmaking. In: Journal of Cleaner Production 203, S. 736–745. DOI: 10.1016/j.jclepro.2018.08.279.

Vogt, Monika; Blum, Oliver; Hutter, Achim; Jung, Holger; Meyer, Benjamin; Schubert, Astrid; Meyer, Jörg (2008): Branchenleitfaden für die Papierindustrie. Ausgabe 2008. Hg. v. Institut für Energie- und Umwelttechnik e. V. (IUTA), Papiertechnische Stiftung (PTS), Lehrstuhl für technische Thermodynamik RWTH Aachen (LTT) und EUtech Energie & Management GmbH (EUtech) gefördert durch Ministerium für Wirtschaft, Mittelstand und Energie des Landes Nordrhein-Westfalen und Deutsche Bundesstiftung Umwelt (DBU) unterstützt durch Verband Deutscher Papierfabriken e. V. (VDP) und EnergieAgentur.NRW. [o. A.].

Wolf, Stefan (2017): Integration von Wärmepumpen in industrielle Produktionssysteme. Potenziale und Instrumente zur Potenzialerschließung. Dissertation. Universität Stuttgart, Stuttgart. Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung.

Wolf, Stefan; Flatau, Roman; Radgen, Peter; Blesl, Markus (2018): Schematische Anwendung von Großwärmepumpen in der Schweizer Industrie. Hg. v. Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung im Auftrag von EnergieSchweiz, Bundesamt für Energie. Stuttgart.

WSA (2014): Energy use in the steel industry. Hg. v. World Steel Association (WSA). Online verfügbar unter www.worldsteel.org.

Zhang, Z. X.; Wang, G. X.; Massarotto, P.; Rudolph, V. (2006): Optimization of pipeline transport for CO₂ sequestration. In: Energy Conversion and Management 47 (6), S. 702–715. DOI: 10.1016/j.enconman.2005.06.001.

Zimmermann, Heinz; Walzl, Roland (2012): Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Weinheim, Germany: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.

8 Anhang

8.1 Methodik

Berechnung der thermomechanischen Exergie eines Stoffstroms

Die thermomechanische Exergie eines Stoffstroms ergibt sich aus dem ersten Hauptsatz der Thermodynamik für stationäre Fließprozesse. Treten weder Änderungen der potenziellen noch der kinetischen Energie auf, ergibt sich die thermomechanische Exergie eines Stoffstroms als eine Funktion der Enthalpie und Entropie (s. Formel 8-1).

$$\dot{E}_{PHY} = \dot{m} * (h - h_u - T_u * (s - s_u)) \quad 8-1$$

mit

h	Spezifische Enthalpie
T_u	Umgebungstemperatur
s	Spezifische Entropie
$\dot{m}$	Massenstrom

Insbesondere für gasförmige Stoffe sind neben den Änderungen der Temperatur auch die Druckänderungen zu berücksichtigen. Für die Berechnung der thermomechanischen Exergie eines idealen Gases mit konstanter Wärmekapazität kann folgende Notation bestehend aus einem temperatur- und einem druckabhängigen Teil hergeleitet werden (s. Formel 8-2).

$$\dot{E}_{PHY} = c_p * \left((T - T_u) - T_u * \ln\left(\frac{T}{T_u}\right) \right) + R * T * \ln\left(\frac{p}{p_u}\right) \quad 8-2$$

mit

c_p	Spezifische Wärmekapazität
p	Druck
R	Ideale Gaskonstante

Für die Berechnung der physikalischen Exergie des Abgases wird die stoffstromspezifische Zusammensetzung berücksichtigt (vgl. Abschnitt 3.1). In Anlehnung an Frenzel und Philipp (2014) erfolgt die Berechnung der physikalischen Exergie als gewichteter Mittelwert der physikalischen Exergie der Stoffzusammensetzung (s. Formel 8-3).

$$\dot{E}_{PHY} = \sum_{i \in I} x_i * \dot{E}_{PHY,i} \quad 8-3$$

mit

$\dot{E}_{PHY}$	Physikalische Exergie des Stoffstroms
$\dot{E}_{PHY,i}$	Physikalische Exergie der Moleküle i
x_i	Massenbezogener Anteil der Moleküle i am Abgasmassenstrom [%]
I	Menge der unterschiedlichen im Stoffstrom enthaltenen Moleküle

Berechnung der chemischen Exergie eines Stoffstroms

Die chemische Exergie eines Stoffstroms beschreibt die Arbeitsfähigkeit, wenn ein Stoffstrom bei konstantem Druck und konstanter Temperatur in das chemische Gleichgewicht mit der Referenzumgebung gebracht wird (Rivero und Garfias 2006). Dabei verfügt die chemische Exergie über zwei Anteile. Dies sind der Reaktions- und der Konzentrationsanteil. Der Reaktionsanteil beschreibt die erforderliche Exergie einer chemischen Reaktion, wenn ein Stoff, der nicht Bestandteil des Umgebungsmodells

ist, aus den im Umgebungsmodell enthaltenen Stoffen synthetisiert wird. Der Konzentrationsanteil beschreibt die erforderliche Exergie, um die Konzentration der Referenzumgebung an die Konzentration des synthetisierten Stoffes anzugleichen (Rivero und Garfias 2006). Grundsätzlich gilt für die Berechnung der chemischen Exergie folgende Notation (s. Formel 8 4):

$$\dot{E}_{CHEM} = \Delta G_f^0 + \sum_{el} n_{el} * EX_{qel}^0 \quad 8-4$$

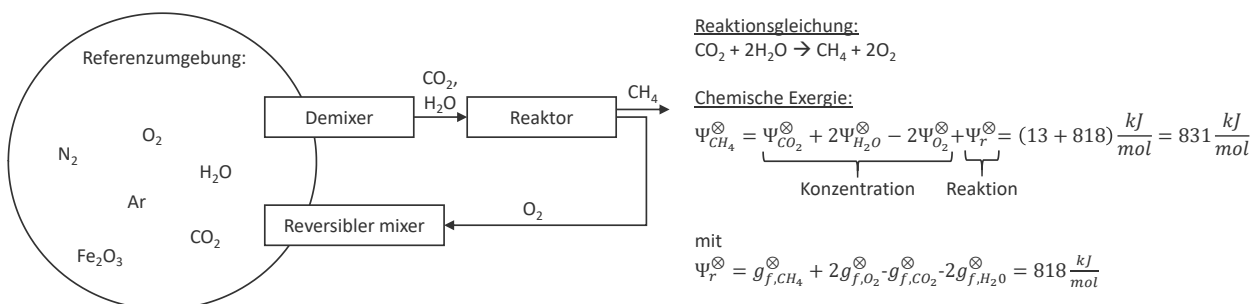
mit

$\dot{E}_{CHEM}$	Chemische Exergie
ΔG_f^0	Freie Reaktionsenthalpie (Gibbs-Energie)
n_{el}	Molzahl eines Elements el
EX_{qel}^0	Exergie eines Elements el bei Standardbedingungen

Bei der Berechnung der chemischen Exergie kommt der Definition des Umgebungsmodells eine entscheidende Rolle zu. Szargut et al. (1988) empfehlen, sich bei der Definition des Umgebungsmodells an der natürlichen Umgebung zu orientieren. Hier wird zwischen gasförmigen Elementen in der Atmosphäre, festen Elementen in der Erdkruste sowie im Seewasser gelösten Elementen unterschieden (Szargut et al. 1988). Eine ausführliche Darstellung zur Berechnung der chemischen Exergie von Elementen im Umgebungsmodell sowie der chemischen Exergie von Elementen, die nicht Teil des Umgebungsmodells sind, ist unter anderem in Rivero und Garfias (2006) dargestellt.

Abbildung 8-1 zeigt exemplarisch die Berechnung der chemischen Exergie von Methan (CH_4). Der Abbildung 8-1 ist zu entnehmen, dass Methan nicht Teil der Referenzumgebung ist. Zur Synthese von Methan werden daher die C-Atome des CO_2 sowie die H-Atome des H_2O benötigt. Die Synthesereaktion von Methan lautet: $\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{O}_2$. Die Exktration von CO_2 erfordert 20 kJ/mol und die Exktration von $2\text{H}_2\text{O}$ weitere 2,6 kJ/mol. Durch die Rückführung von 2O_2 werden 7,8 kJ/mol gutgeschrieben. Dies führt zur einem Konzentrationsanteil der chemischen Exergie von 13 kJ/mol. Neben dem Konzentrationsanteil ist der Reaktionsanteil, also die freie Reaktionsenthalpie zu berücksichtigen. Für die Synthese von Methan sind 818 kJ/mol erforderlich, sodass sich eine kumulierte chemische Exergie von Methan von 831 kJ/mol ergibt.

Abbildung 8-1 Berechnung der chemischen Exergie von Methan



Quelle: eigene Darstellung in Anlehnung an (Martinez 2018)

Tabelle 8-1 zeigt exemplarisch die chemische Exergie für Kohlenmonoxid (CO), Methan (CH_4) und Eisen (Fe), den Konzentrations- und Reaktionsanteil an der chemischen Exergie sowie die zugrundeliegende Reaktion. Es wird deutlich, dass insbesondere bei Methan der Reaktionsanteil dominiert. Dabei ist zu berücksichtigen, dass die chemische Exergie die **theoretische Arbeitsfähigkeit** eines Elements oder eines Stoffes gegenüber der Referenzumgebung und somit die thermodynamischen Grenzen

zeigt. Wichtig bei der Interpretation der chemischen Exergie ist die Tatsache, dass es zwar für Prozesse zur Ausnutzung des Reaktionsanteils der chemischen Exergie gibt (beispielsweise bei der Verbrennung von Methan), aber insbesondere die Ausnutzung des Konzentrationsanteils zum heutigen Stand der Technik in den seltensten Fällen genutzt werden kann, da kein entsprechender Umwandlungsprozess bekannt ist. Ein Beispiel, bei dem der Konzentrationsanteil genutzt wird, stellen die Salzgradientenkraftwerke dar. Diese nutzen die unterschiedlichen Salzgehalte zwischen Salz- und Süßwasser zur Stromerzeugung.

Tabelle 8-1: Chemische Exergie ausgewählter Stoffe

Element	Reaktion	Chemische Exergie [kJ/mol]			Chemische Exergie [kJ/kg]
		Konzentration	Reaktion	Summe	
CO	$\text{CO}_2 \rightarrow \text{CO} + 0.5\text{O}_2$	18	257	275	9,82
CH ₄	$\text{CO}_2 \rightarrow \text{CO} + 0.5\text{O}_2$	13	818	831	47,93
Fe	$0.5\text{Fe}_2\text{O}_3 + 1.5\text{CO} \rightarrow \text{Fe} + 1.5\text{CO}_2$	391	-14,5	377	6,74

Quelle: basierend auf (Martinez 2018)

8.2 Daten und Rahmenannahmen

Primärenergiefaktoren der Energieträger

Tabelle 8-2: Primärenergiefaktoren der Energieträger

Energieträger	Primärenergiefaktor	Quelle
Steinkohlen	1,1	1)
Steinkohlenkoks	1,1	1)
Rohbraunkohlen	1,2	1)
Braunkohlenbriketts	1,2	1)
Braunkohlenkoks	1,2	1)
Staub- und Trockenkohle	1,2	1)
Dieselmkraftstoff	1,1	1)
Heizöl, leicht	1,1	1)
Heizöl, schwer	1,1	1)
Flüssiggas	1,1	1)
Raffineriegas	1,1	1)
Petrolkoks	1,1	1)
Andere Mineralölprodukte	1,1	1)
Erdgas, Erdölgas	1,1	1)
Kokereigas	1,1	1)
Synthesegas	1,74	2)
Feste biogene Stoffe	1,2	1)
Flüssige biogene Stoffe	1,5	1)
Biogas	1,5	1)
Klärgas	1,5	1)
Deponiegas	1,2	1)
Industrieabfall	-	1)
Strom	2,8	1)

1) DIN V 18599-1; 2) Eigene Berechnung

Heizwerte und chemische Exergie der Energieträger

Tabelle 8-3: Heizwerte und chemische Exergie der Energieträger

Energieträger	Heizwert [GJ/t]	Qualitätsfaktor Φ [-]	Chem. Exergie [GJ/t]
Steinkohlen	30,02	1,08	32,30
Steinkohlenkoks	29,02	1,05	30,41
Rohbraunkohlen	9,17	1,08	9,87
Braunkohlenbriketts	19,58	1,08	21,07
Braunkohlenkoks	29,90	1,05	31,34
Staub- und Trockenkohle	21,97	1,05	23,02
Dieselmkraftstoff	42,69	1,07	45,59
Heizöl, leicht	42,60	1,07	45,45
Heizöl, schwer	40,23	1,07	42,89
Flüssiggas	45,63	1,06	48,19
Raffineriegas	46,25	1,16	53,70
Petrolkoks	34,68	1,05	36,34
Andere Mineralölprodukte	37,39	1,07	39,93
Erdgas, Erdölgas	45,00	1,07	47,93
Kokereigas	16,03	1,07	17,07
Hochofengas	4,22	1,07	4,49
Feste biogene Stoffe	13,54	1,19	16,15
Flüssige biogene Stoffe	12,24	1,11	13,64
Biogas	27,12	1,04	28,23
Klärgas	28,41	1,04	29,55
Deponiegas	19,99	1,04	20,81
Industrieabfall	14,60	1,15	16,82
Abfall (Hausmüll, Siedlungsabfälle)	14,36	1,15	16,54

Quelle: Heizwert berechnet aus Erhebung über die Energieverwendung (Statistisches Bundesamt 2011), Qualitätsfaktor (Φ) zur Berechnung der chem. Exergie aus (Bühler et al. 2016)

Emissionsfaktoren

Tabelle 8-4: Energieträgerspezifische Emissionsfaktoren in CO₂ und CO₂-Äquivalent

Energieträger	Basisjahr 2010		Zieljahr 2050	
	t CO ₂ /PJ	t CO ₂ -Äq/PJ	t CO ₂ /PJ	t CO ₂ -Äq/PJ
Steinkohlen	94.000	94.645	94.000	94.645
Steinkohlenkoks (Eisen & Stahl)	109.580	110.265	109.580	110.265
Braunkohle	106.300	107.035	106.300	107.035
Heizöl, leicht	74.000	74.249	74.000	74.249
Heizöl, schwer	79.700	79.968	79.700	79.968
Erdgas	55.900	55.952	55.900	55.952
Feste biogene Stoffe	112.000	113.874	112.000	113.874
Biogas	70.800	71.047	70.800	71.047
Industrieabfall	71.100	72.032	71.100	72.032
Abfall (Hausmüll, Siedlungsabfälle)	91.500	92.699	91.500	92.699
Sonstige	100.000	101.874	100.000	101.874
Elektrischer Strom	150.387	151.120	0	0

¹ bilanzierte Treibhausgase: Kohlenstoffdioxid (CO₂), Methan (CH₄) und Distickstoffmonoxid (N₂O)

Quelle: eigene Berechnungen basierend auf (Umweltbundesamt 2016b, 2016d) und (IPCC 2011, 2007)

Energieträger- und CO₂-ZertifikatspreiseTabelle 8-5: Energieträgerpreise (inkl. Steuern und Abgaben ohne Mehrwertsteuer) in EUR/GJ (und EUR-ct/kWh) sowie CO₂-Zertifikatspreis in EUR/t CO₂

Energieträger	Einheit ¹	Energieträgerpreis 2010		Energieträgerpreis 2050	
Braunkohle	EUR/GJ	5,62	(1,56)	7,20	(2,00)
Steinkohle	EUR/GJ	5,62	(1,56)	7,20	(2,00)
Steinkohlenkoks	EUR/GJ	7,85	(2,18)	10,22	(2,84)
Erdgas	EUR/GJ	8,57	(2,38)	13,36	(3,71)
Synthetisches Methan ²	EUR/GJ	-	-	29,19	(10,5)
Heizöl leicht	EUR/GJ	16,16	(4,49)	28,80	(8,00)
Heizöl schwer	EUR/GJ	11,92	(3,31)	24,88	(6,91)
Fernwärme	EUR/GJ	13,93	(3,87)	21,78	(6,05)
Biomasse	EUR/GJ	7,52	(2,09)	13,86	(3,85)
Alternative Brennstoffe ³	EUR/GJ	1,64	(0,59)	2,55	(0,92)
Strom (nicht-privilegierte Branchen)	EUR/GJ	37,30	(10,36)	42,48	(11,80)
Strom (stromintensiv) ⁴	EUR/GJ	19,80	(5,50)	31,10	(8,64)
Strom (Glasindustrie)	EUR/GJ	28,91	(8,03)	45,40	(12,61)
Strom (Stahl – Hochofenstahl)	EUR/GJ	37,30	(10,36)	42,48	(11,80)
Strom (Stahl – Elektrostahl)	EUR/GJ	19,80	(5,50)	31,10	(8,64)
CO ₂ -Zertifikate	EUR/t CO ₂		13,00		76,00

¹ Werte in Klammern: Energieträgerpreise in EUR-Cent/kWh² Wert aus Agora (2018)³ Wert aus Buttermann und Baten (2013)⁴ Definition der stromintensiven Industrie nach Schlesinger et al. (2014)Quelle: Energieträger- und CO₂-Zertifikatspreise entnommen aus Bubeck (2017)

Verbrennungsanalyse

Tabelle 8-6: Verbrennungsanalyse der Energieträger

Energieträger	Luftbedarf [kg/kg _{ET}]	Asche ¹ [g/kg _{ET}]	Abgas [g/kg _{ET}]
Steinkohlen	9,49	0,06	10,43
Steinkohlenkoks	9,08	0,06	10,02
Rohbraunkohlen	2,87	0,08	3,79
Braunkohlenbriketts	6,13	0,08	7,05
Braunkohlenkoks	9,36	0,08	10,28
Staub- und Trockenkohle	6,88	0,08	7,80
Dieselmkraftstoff	13,37	0,00	14,37
Heizöl, leicht	13,34	0,00	14,34
Heizöl, schwer	12,60	0,00	13,60
Flüssiggas	14,28	0,00	15,28
Raffineriegas	14,48	0,00	15,48
Petrolkoks	10,86	0,06	11,80
Andere Mineralölprodukte	11,71	0,00	12,70
Erdgas, Erdölgas	14,09	0,00	15,09
Kokereigas	5,02	0,00	6,02
Hochofengas	1,32	0,00	2,32
Feste biogene Stoffe	4,24	0,01	5,23
Flüssige biogene Stoffe	3,83	0,00	4,83
Biogas	8,49	0,00	9,49
Klärgas	8,89	0,00	9,89
Deponiegas	6,26	0,00	7,26
Industrieabfall	4,57	0,04	5,53
Abfall (Hausmüll, Siedlungsabfälle)	4,50	0,04	5,46

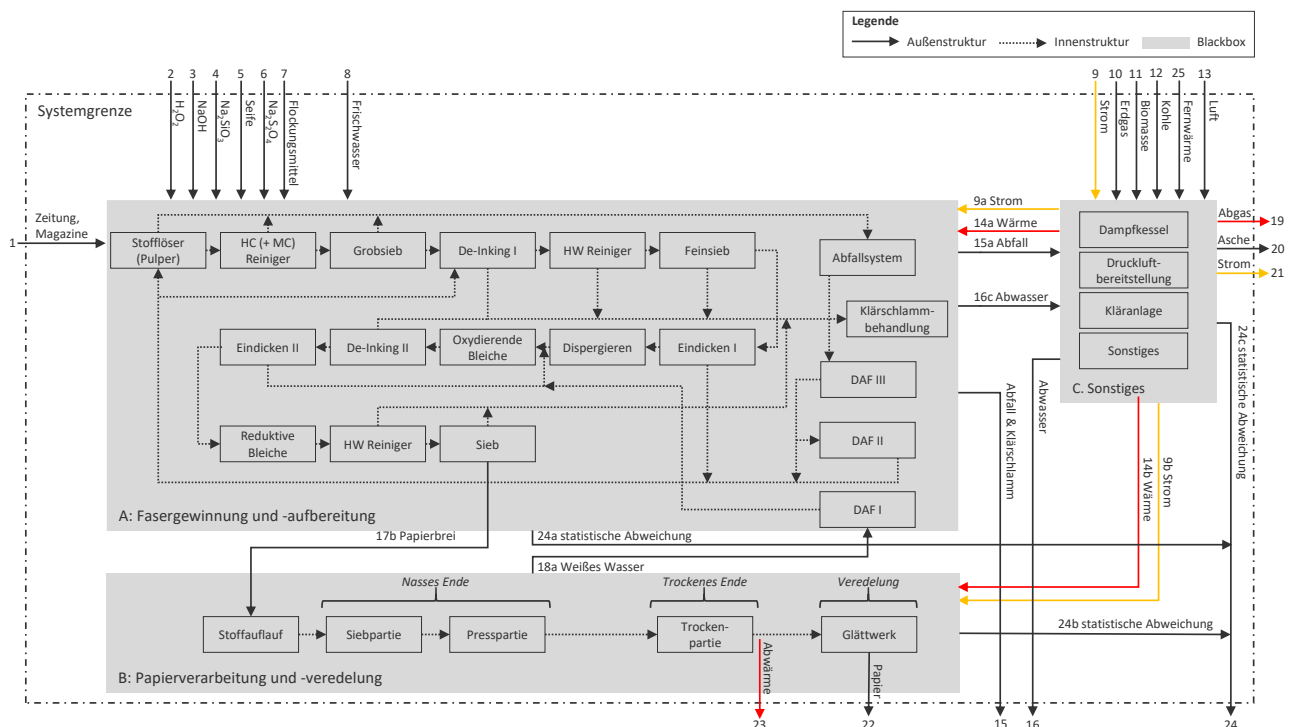
¹⁾ Ascheanteile wurden nur für feste Brennstoffe angenommen. Bei den festen Brennstoffen waren teilweise keine Werte verfügbar und es wurden entsprechende Analogien verwendet (bspw. Petrolkoks=Steinkohlenkoks). Im gesamten Mengengerüst sind diese Vereinfachungen vernachlässigbar.

Quelle: eigene Berechnung basierend auf Saacke (2016) und Gaderer (2007)

8.3 Herstellung von Papier

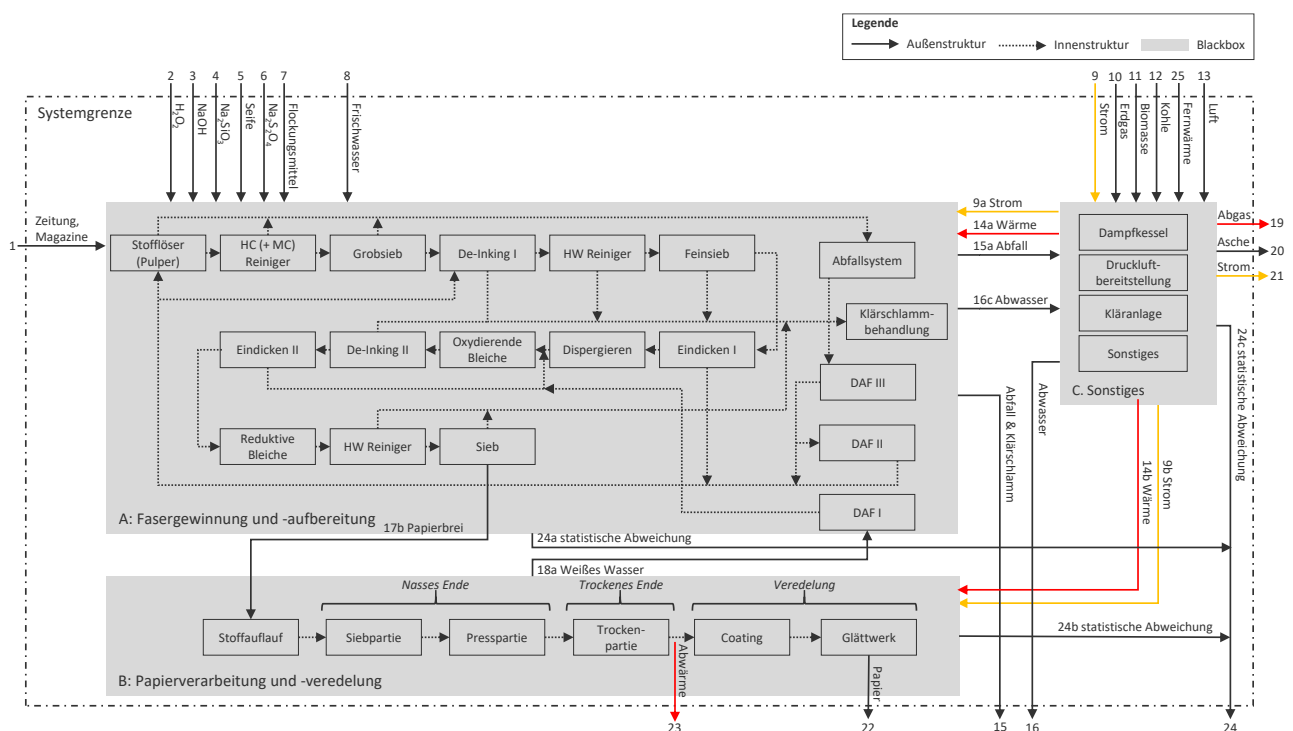
Systemgrenzen der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse

Abbildung 8-2: Fließbild des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zeitungs-, Schreibwaren- und Druckpapier aus Altpapier



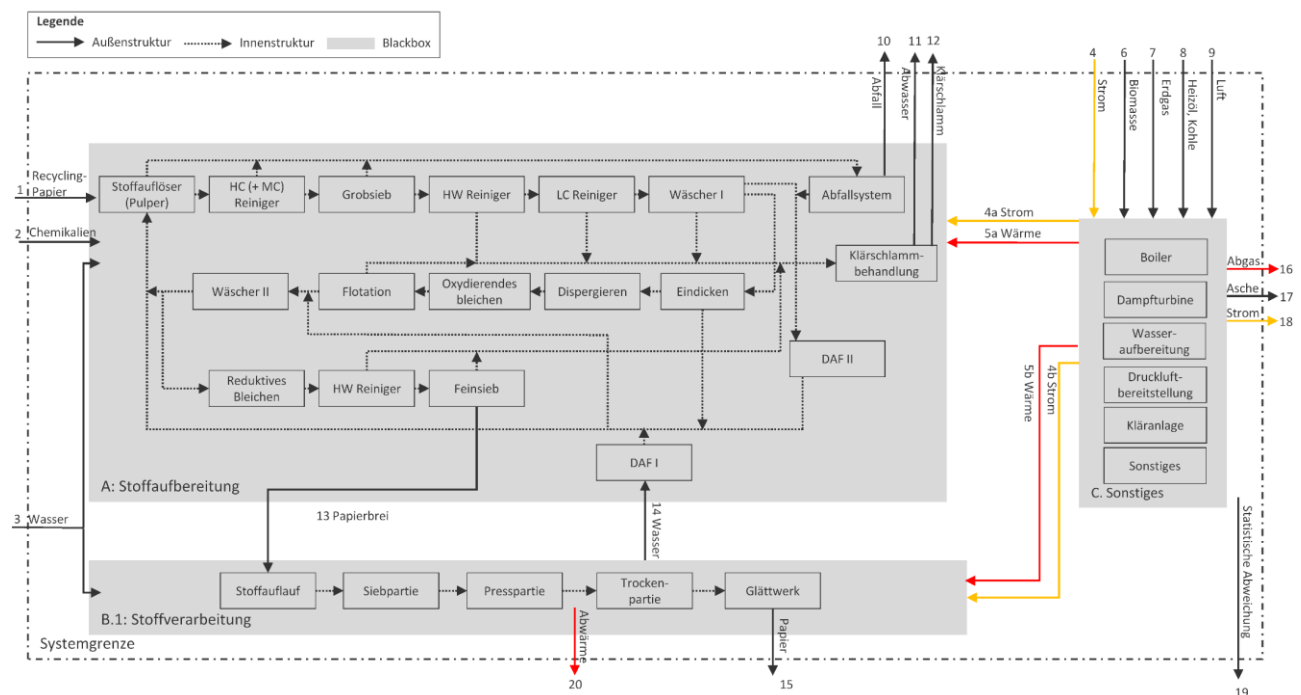
Quelle: eigene Abbildung, Struktur Teilsysteme A und B entnommen aus (Suhr et al. 2015 / BREF PP)

Abbildung 8-3: Fließbild des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von LWC/HC



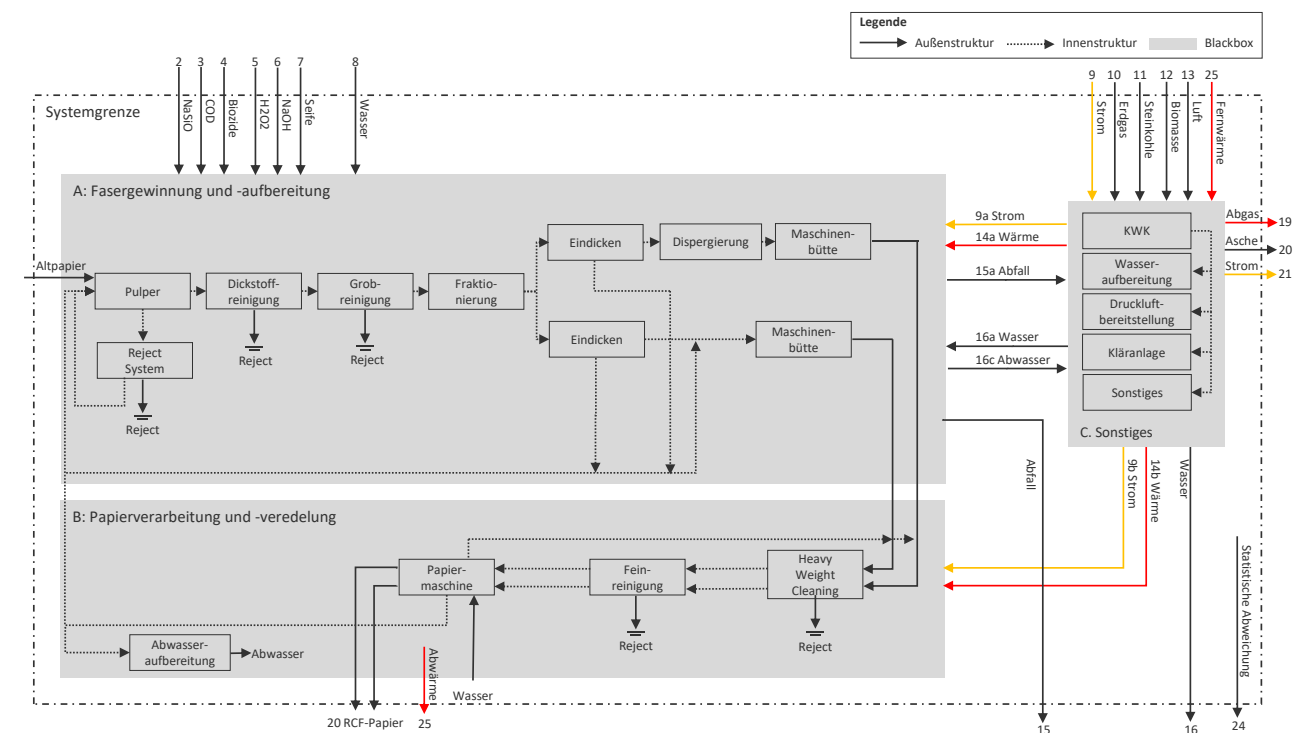
Quelle: Eigene Darstellung, Struktur Teilsysteme A und B entnommen aus (Suhr et al. 2015 / BREF PP)

Abbildung 8-4: Fließbild des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Hygienepapier



Quelle: Eigene Darstellung, Struktur Teilsysteme A und B entnommen aus (Suhr et al. 2015 / BREF PP)

Abbildung 8-5: Fließbild des gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Verpackungspapier



Quelle: Eigene Darstellung, Struktur Teilsysteme A und B entnommen aus (Suhr et al. 2015 / BREF PP)

Massenbilanzen der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse

Tabelle 8-7: Massenbilanz [kg/t_{Papier}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier

Nr.	Massenstrom	Zeitungsdruck		LWC/HC		Hygiene		Verpackung		Quelle
		In	Out	In	Out	In	Out	In	Out	
1	Zeitung etc.	1241,0	-	1581,6	-	1946,6	-	1070,7	-	1)
2	H ₂ O ₂	18,6	-	17,6	-	17,9	-	0,0	-	1)
3	NaOH	7,4	-	7,0	-	7,2	-	0,0	-	1)
4	Na ₂ SiO ₃	23,0	-	21,6	-	22,1	-	0,0	-	1)
5	Seife	6,8	-	6,4	-	6,6	-	0,0	-	1)
6	Na ₂ S ₂ O ₄	9,9	-	9,4	-	9,5	-	0,0	-	1)
7	Flockungsmittel	0,7	-	1,9	-	0,7	-	0,0	-	1)
8	Frischwasser	1,0e ⁴	-	1,5e ⁴	-	1,5e ⁴	-	6,0e ³	-	1)
9	El. Strom*	2,9	-	2,9	-	2,8	-	0,4	-	1)
9a	El. Strom*	1,2	1,2	1,7	1,7	1,5	1,5	0,7	0,7	1)
9b	El. Strom*	2,6	2,6	2,2	2,2	3,2	3,2	0,9	0,9	2)
10	Erdgas	0,1	-	0,1	-	0,1	-	0,1	-	5)
11	Biomasse	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	5)
12	Kohle	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	5)
13	Luft	1,8	-	1,8	-	3,3	-	2,0	-	6)
14a	Prozesswärme*	0,6	0,6	0,9	0,9	0,8	0,8	0,5	0,5	1)
14b	Prozesswärme*	4,0	4,0	3,7	3,7	7,5	7,5	4,6	4,6	2)
15	Abfall	-	104,2	-	337,6	-	291,8	-	18,1	3)
15a	Abfall	69,5	69,5	144,7	144,7	238,7	238,7	54,3	54,3	3)
16	Abwasser	-	1,0e ⁴	-	1,0e ⁴	-	1,5e ⁴	-	6,0e ³	3)
16c	Abwasser	1,0e ⁴	1,0e ⁴	1,0e ⁴	1,0e ⁴	1,5e ⁴	1,5e ⁴	6,0e ³	6,0e ³	3)
17b	Papierbrei	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	4)
18a	Weißes Wasser	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	2)
19	Abgas	-	2,0	-	2,1	-	3,7	-	2,2	6)
20	Asche	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	6)
21	El. Strom*	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	1)
22	Papier	-	1000,0	-	1000,0	-	1000,0	-	1000,0	1)
23	Abwärme*	-	4,1	-	4,1	-	6,3	-	3,3	2)
25	Fernwärme*	0,6	-	0,6	-	1,1	-	0,7	-	5)
24	Stat. Abweichung	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	2)
24a	Stat. Abweichung	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	2)
24b	Stat. Abweichung	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	2)
24c	Stat. Abweichung	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	2)

1) Suhr et al. 2015 / BREF PP; 2) Eigene Berechnung; 3) Eigene Berechnung basierend auf Suhr et al. 2015 / BREF PP; 4) Eigene Berechnung basierend auf (UPM Kymmene 2010), ergänzt um eigene Annahmen; 5) Eigene Berechnung basierend auf (VDP 2017; Suhr et al. 2015 / BREF PP), ergänzt um eigene Annahmen; 6) Verbrennungsanalyse;

*Angaben in GJ/t_{Papier}.

Massenbilanz der (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse

Tabelle 8-8: Massenbilanz [kg/t_{Papier}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Papier

Nr.	Massenstrom	Zeitungsdruck		LWC/HC		Hygiene		Verpackung		Quelle
		In	Out	In	Out	In	Out	In	Out	
1	Zeitung etc.	1241,0	-	1581,6	-	1946,6	-	1070,7	-	1)
2	H ₂ O ₂	18,6	-	17,6	-	17,9	-	0,0	-	1)
3	NaOH	7,4	-	7,0	-	7,2	-	0,0	-	1)
4	Na ₂ SiO ₃	23,0	-	21,6	-	22,1	-	0,0	-	1)
5	Seife	6,8	-	6,4	-	6,6	-	0,0	-	1)
6	Na ₂ S ₂ O ₄	9,9	-	9,4	-	9,5	-	0,0	-	1)
7	Flockungsmittel	0,7	-	1,9	-	0,7	-	0,0	-	1)
8	Frischwasser	1,0e ⁴	-	1,5e ⁴	-	1,5e ⁴	-	6,0e ³	-	1)
9	El. Strom*	5,5	-	4,9	-	6,6	-	3,5	-	1)
9a	El. Strom*	1,2	1,2	1,7	1,7	1,5	1,5	0,7	0,7	1)
9b	El. Strom*	2,6	2,6	2,2	2,2	3,2	3,2	0,9	0,9	2)
10	Erdgas	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	5)
11	Biomasse	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	5)
12	Kohle	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	5)
13	Luft	0,3	-	0,6	-	1,0	-	0,2	-	6)
14a	Prozesswärme*	0,6	0,6	0,9	0,9	0,8	0,8	0,5	0,5	1)
14b	Prozesswärme*	3,2	3,2	3,0	3,0	6,0	6,0	3,7	3,7	2)
15	Abfall	-	104,2	-	337,6	-	291,8	-	18,1	3)
15a	Abfall	69,5	69,5	144,7	144,7	238,7	238,7	54,3	54,3	3)
16	Abwasser	-	1,0e ⁴	-	1,0e ⁴	-	1,5e ⁴	-	6,0e ³	3)
16c	Abwasser	1,0e ⁴	1,0e ⁴	1,0e ⁴	1,0e ⁴	1,5e ⁴	1,5e ⁴	6,0e ³	6,0e ³	3)
17b	Papierbrei	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	1,0e ⁵	4)
18a	Weißes Wasser	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	9,9e ⁴	2)
19	Abgas	-	0,4	-	0,8	-	1,2	-	0,3	6)
20	Asche	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	6)
21	El. Strom*	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	1)
22	Papier	-	1000,0	-	1000,0	-	1000,0	-	1000,0	1)
23	Abwärme*	-	3,3	-	1,4	-	1,7	-	0,5	2)
25	Fernwärme*	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	5)
24	Stat. Abweichung	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	2)
24a	Stat. Abweichung	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	2)
24b	Stat. Abweichung	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	2)
24c	Stat. Abweichung	-	0,0	-	0,0	-	0,0	-	0,0	2)

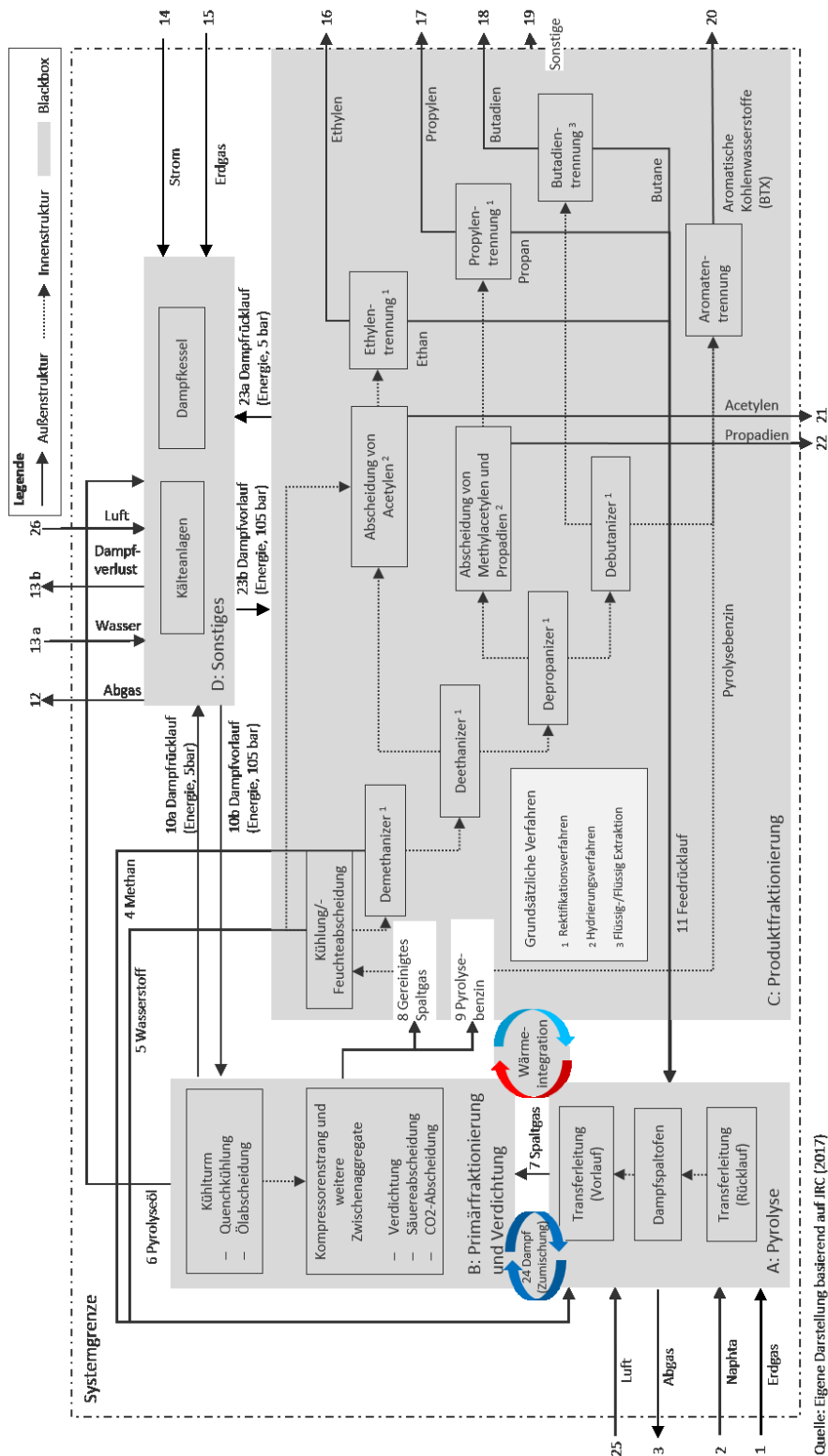
1) Suhr et al. 2015 / BREF PP; 2) Eigene Berechnung; 3) Eigene Berechnung basierend auf Suhr et al. 2015 / BREF PP; 4) Eigene Berechnung basierend auf (UPM Kymmene 2010), ergänzt um eigene Annahmen; 5) Eigene Berechnung basierend auf (VDP 2017; Suhr et al. 2015 / BREF PP), ergänzt um eigene Annahmen; 6) Verbrennungsanalyse;

*Angaben in GJ/t_{Papier}.

8.4 Herstellung von Olefinen

Systemgrenze für das (gegenwärtige) Dampfspaltverfahren

Abbildung 8-6: Systemgrenze für die Herstellung von Olefinen mit dem Dampfspaltverfahren



Quelle: eigene Abbildung basierend auf (Falcke et al. 2017)

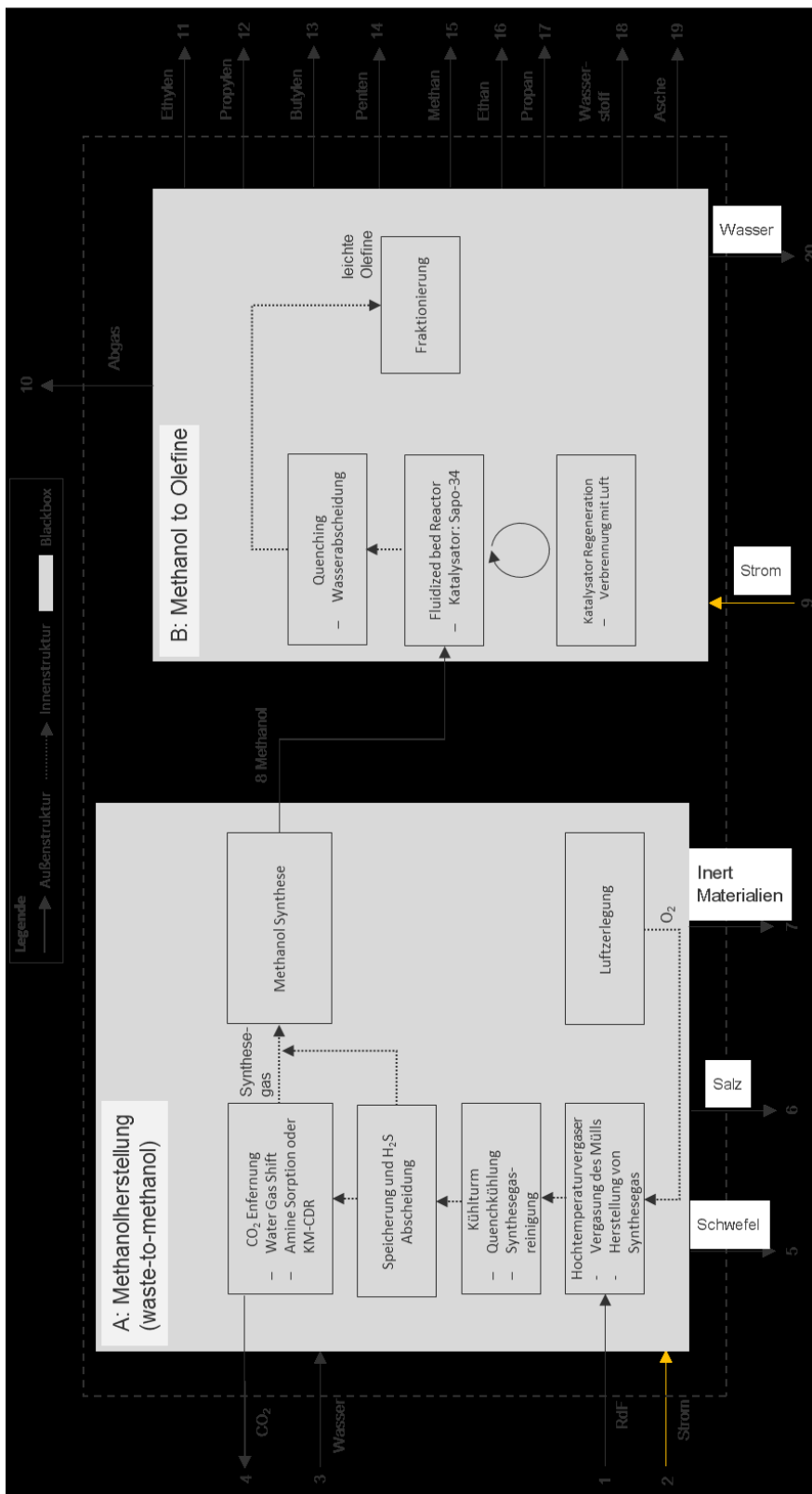
Massenbilanzen für das (gegenwärtige) DampfspaltverfahrenTabelle 8-9: Massenbilanz für das Dampfspaltverfahren für das Basisjahr 2010 [t/t_{Ethylen}]

Nr.	Massenstrom	Dampfspaltverfahren		Quelle
		In	Out	
1	Erdgas	0,34	-	1)
2	Naphtha	3,33	-	1)
3	Abgas (Verbrennung)	-	12,74	2)
4	Methan	0,48	0,48	1)
5	Wasserstoff	0,03	0,03	1)
6	Pyrolyseöl	0,53	0,53	1)
7	Spaltgas	3,52	3,52	4)
8	Gereinigtes Spaltgas	2,62	2,62	4)
9	Pyrolysebenzin	0,37	0,37	4)
10	Dampf (50bar)	7,88	7,88	4)
11	Feedrücklauf	0,19	0,19	4)
12	Abgas	-	11,61	2)
14	Strom	0,00	-	1)
15	Erdgas	0,24	-	2)
16	Ethylen	-	1,00	1)
17	Propylen	-	0,58	1)
18	Butadien	-	0,17	1)
19	Andere	-	0,13	1)
20	Aromatische Kohlenwasserstoffe (BTX)	-	0,37	1)
21	Acetylen	-	0,02	1)
22	Propadien	-	0,01	1)
23	Dampf	11,13	11,13	4)
24	Dampf (Zumischung)	1,76	1,76	3)
25	Luft	11,90	-	2)
26	Luft	10,84	-	2)

1) JRC (2017); 2) Verbrennungsanalyse; 3) Ren (2004); 4) Eigene Berechnung aus JRC (2017)

Systemgrenze für den (möglichen zukünftigen) Prozess Olefine aus Abfall

Abbildung 8-7: Systemgrenze für den Produktionsprozess Olefine aus Abfall



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

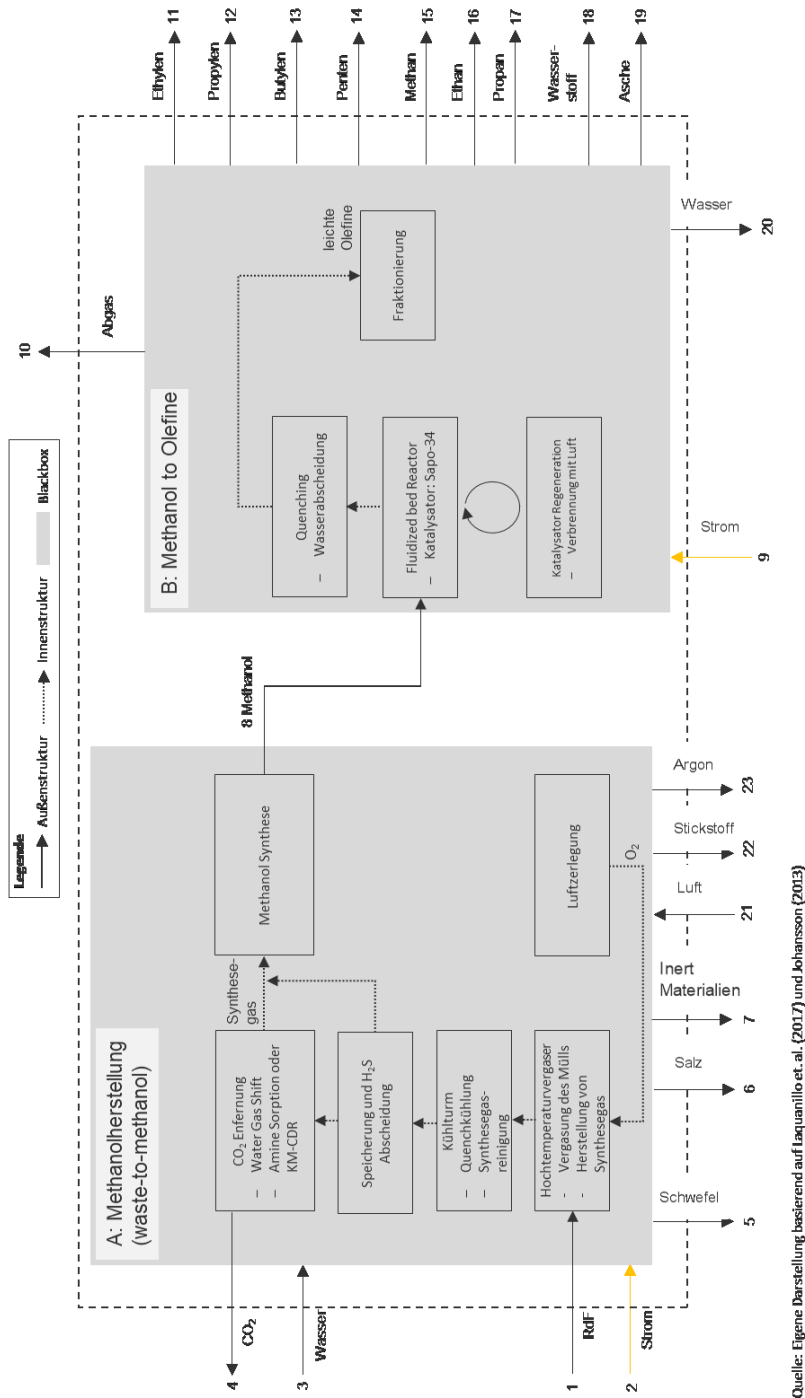
Massenbilanzen für den (möglichen zukünftigen) Prozess Olefine aus AbfallTabelle 8-10: Massenbilanz für den (möglichen zukünftigen) Prozess Olefine aus Abfall [kg/t_{Ethylen}]

Nr.	Massenstrom	In	Out	Quelle
1	Ersatzbrennstoff (RDF)	11126,58	-	1)
2	Strom	8,95 GJ/t	-	1)
3	Wasser	1662,77	-	1)
4	CO ₂	-	5703,15	1)
5	Schwefel	-	26,42	1)
6	Salz	-	46,62	1)
7	Inertmaterialien	-	2222,21	1)
8	Methanol (intern geführt)	-	-	-
9	Strom	9,30 GJ/t	-	4)
10	Abgas	-	25,61	2)
11	Ethylen	-	1000,00	2)
12	Propylen	-	653,06	2)
13	Butylen	-	204,08	2)
14	Penten	-	40,82	2)
15	Methan	-	61,16	2)
16	Ethan	-	11,00	2)
17	Propan	-	8,06	2)
18	Wasserstoff	-	0,08	2)
19	Asche	-	55,94	2)
20	Wasser	-	2602,16	2)
21	Luft	31138,39	-	1)
22	Stickstoff	-	23515,09	1)
23	Argon	-	401,06	1)

1) Laquaniello et. al. (2019); 2) Johansson (2013); 3) Perez-Fortes et. al. (2016); 4) Ren (2006); 5) Schmidt (2017); 6) Verbrennungsanalyse

Systemgrenze für den (möglichen zukünftigen) Prozess Olefine aus CO₂ & H₂

Abbildung 8-8: Systemgrenzen für den Produktionsprozess Olefine aus CO₂ & H₂



Quelle: Eigene Darstellung basierend auf Iaquanillo et. al. (2017) und Johansson (2013)

Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Massenbilanzen für den (möglichen zukünftigen) Prozess Olefine aus CO₂ und H₂Tabelle 8-11: Massenbilanz für den (möglichen zukünftigen) Prozess Olefine aus CO₂ und H₂ [kg/t_{Ethylen}]

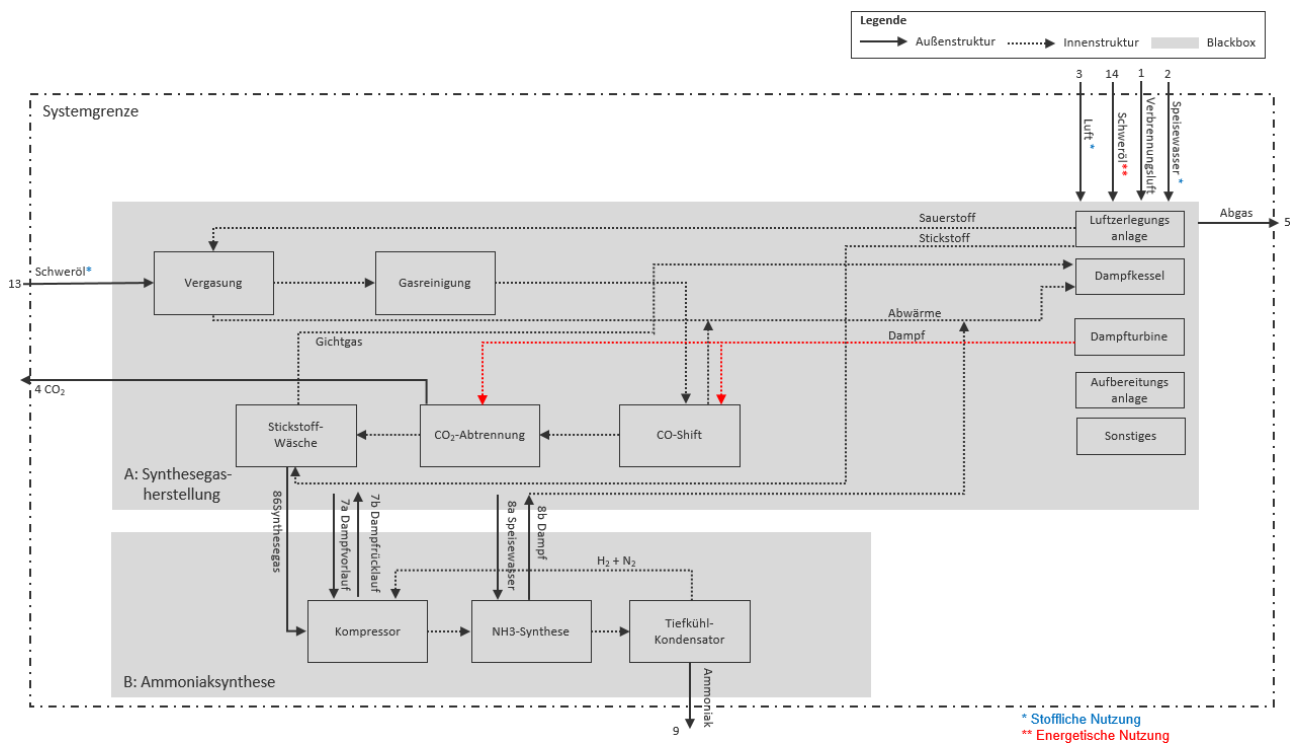
Nr.	Massenstrom	In	Out	Quelle
1	CO ₂	6776,72		3)
2	Wasser	8275,47		5)
3	Luft	3771,39		3)
4	Strom (Methanolsynthese)	24,70 GJ/t		3)
5	Wasser		3063,78	2)
6	Methanol (intern geführt)	-	-	-
7	Abgas CO ₂		3782,05	2)
8	Abgas MTO		25,61	2)
9	Ethylen		1000,00	2)
10	Propylen		653,06	2)
11	Butylen		204,08	2)
12	Penten		40,82	2)
13	Methan		61,16	2)
14	Ethan		11,00	2)
15	Propan		8,06	2)
16	Wasserstoff		0,08	2)
17	Asche		55,94	2)
18	Wasser		2602,16	2)
19	Strom (MTO Prozess)	9,30 GJ/t		4)
20	Strom (Elektrolyse)	152,2 GJ/t		5)
21	O ₂		7349,46	2)

1) Laquaniello et. al. (2019); 2) Johansson (2013); 3) Perez-Fortes et. al. (2016); 4) Ren (2006); 5) Schmidt (2017); 6) Verbrennungsanalyse

8.5 Herstellung von Ammoniak

Systemgrenzen der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Abbildung 8-9: Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Ammoniak mit integrierter partieller Oxidation



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Massenbilanzen der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von AmmoniakTabelle 8-12: Massenbilanz [kg/t_{Ammoniak}] der gegenwärtigen Produktionsprozesse zur Herstellung von Ammoniak

Nr.	Massenstrom	Dampfreformierung		Partielle Oxidation		Quelle
		In	Out	In	Out	
1	Verbrennungsluft	2.750	-	7.500	-	2)
2	Speisewasser*	800	-	1.100	-	1)
3	Luft*	1.100	-	4.000	-	1)
4	CO ₂	-	1.275	-	21,6	1)
5	Abgas	-	3.045	-	6,4	5)
6	Synthesegas	1.145	1.145	1.000	1.000	3)
7a	Dampfvorlauf**	2.475	2.475	2.475	2.475	4)
7b	Dampfrücklauf**	2.475	2.475	2.475	2.475	4)
8a	Speisewasser**	350	350	350	350	4)
8b	Dampf	350	350	350	350	4)
9	Ammoniak	-	1.000	-	1.000	-
10	Erdgas*	525	-	-	-	1)
11	Erdgas**	145	-	-	-	1)
12	Purgegas**	145	145	-	-	3)
13	Heizöl*	-	-	780	-	1)
14a	Heizöl**	-	-	325	-	1)

1) EC 2007 / BREF LVIC; 2) Verbrennungsanalyse; 3) Eigene Berechnung basierend auf Angaben aus EC 2007 / BREF LVIC; 4) Eigene Berechnung basierend auf (EC 2007 / BREF LVIC; Radgen 1996); 5) Eigene Berechnung;

* Stoffliche Nutzung; ** Energetische Nutzung

Massenbilanzen der definierten zukünftigen Produktionsprozesse zur Herstellung von AmmoniakTabelle 8-13: Massenbilanz [kg/t_{Ammoniak}] des definierten zukünftigen Produktionsprozesses von Ammoniak durch Elektrolyse und LZA

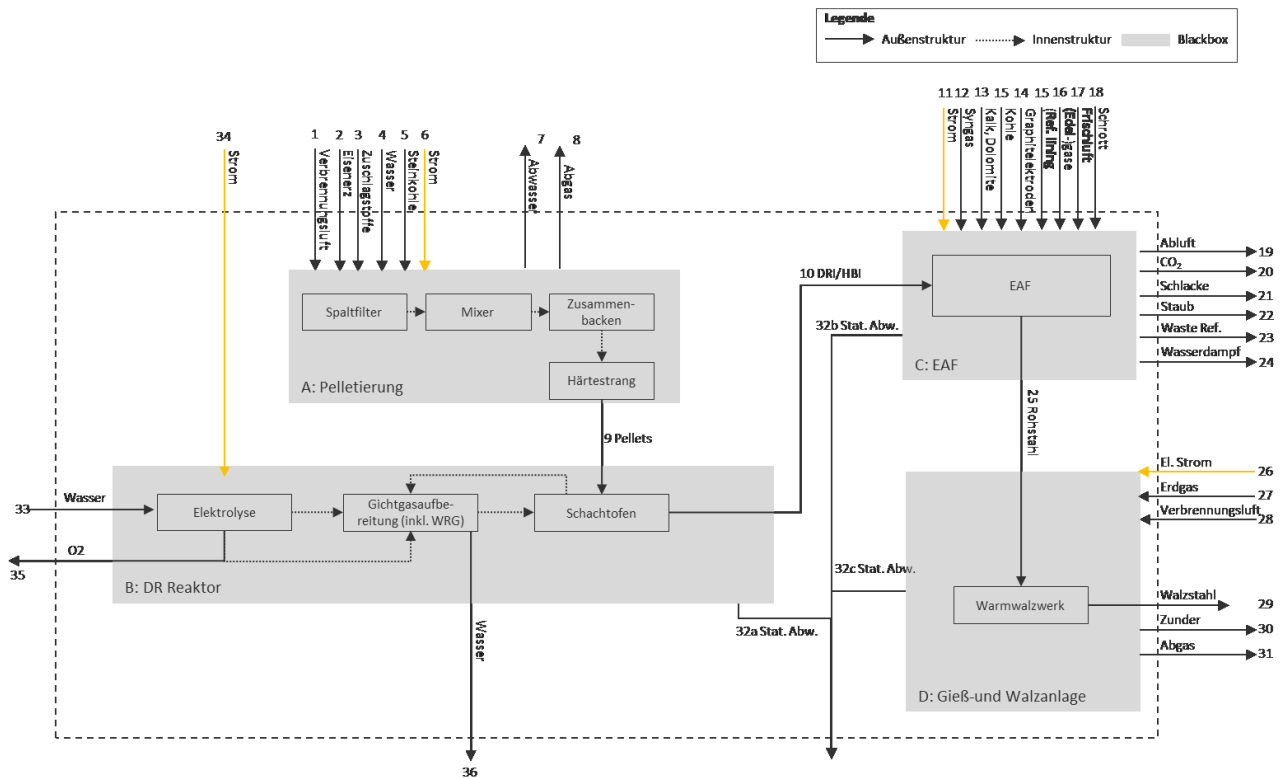
Nr.	Massenstrom	Ammoniak durch Elektrolyse und LZA		Quelle
		In	Out	
1	Wasser	1.600	-	1)
2	Luft	1.090	-	1)
3	Strom [GJ/ t _{Ammoniak}]	35,71	-	2), 3)
3a	Strom [GJ/ t _{Ammoniak}]	30,56	-	2), 3)
3b	Strom [GJ/ t _{Ammoniak}]	5,15	-	2), 3)
4	Sauerstoff	1.145	1.690	1)
5	Synthesegas	1.000	1.000	-
6	Ammoniak	-	1.000	-

1) Eigene Berechnung; 2) Brinner et al. 2018; 3) Cefic 2013

8.6 Herstellung von Stahl

Systemgrenze der (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse

Abbildung 8-10: Systemgrenze des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Stahl mittels Direktreduktion und Wasserstoff



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Massenbilanz der definierten gegenwärtigen ProduktionsprozesseTabelle 8-14: Massenbilanz [kg/t_{Stahl}] des Produktionsprozess integriertes Hüttenwerk zur Herstellung von Stahl

Nr.	Massenstrom	Integriertes Hüttenwerk		Quelle
		In	Out	
1 + 34	Kohle	575	-	1)
6	Koksofen Gase	4	-	1)
7+8+41+60	Wasser	18502	-	1)
15+30+31	Eisenerz	1306	-	1)
17	Sinter Mineralien	170	-	2)
18+19	Sonstiger Input Sinteranlage	55	-	1)
23+40+70+59	Luft	496	-	1)
33	Kalkstein	23	-	1)
35+56+74+69	Erdgas	33	-	1)
37+53	Sauerstoff	141	-	1)
38+55	Stickstoff	63	-	1)
49	Schrott	225	-	1)
50+54	Sonstiges (OBK)	42	-	1)
51	Mineralien (OBK)	64	-	1)
52	Legierungen	17	-	1)
11+26+65+74+80	CO ₂	-	1136	1)
12	sonstige Abgase Koksofen	-	1	1)
13	Sonstiges Koksofen	-	36	1)
14+48+68	Abwasser	-	18502	1)
25+64	CO	-	26	1)
27	Sonstiger Output Sinteranlage	-	2	1)
28+63+45	Staub	-	22	1)
46	genutzte Refractory	-	3	1)
43+66	Schlacke	-	591	1)
29+47	Schlamm	-	13	1)
67	Sonstiges (OBK)	-	17	1)
71	Walzstahl	-	1000	-
72	Abgas Walzwerk	-	439	3)
73	Zunder	-	26	2)
78	Abgas Kraftwerk	-	1106	3)

1) Remus et al. 2013 / BREF IS; 2) Umweltbundesamt 2019; 3) berechnet aus Umweltbundesamt 2019

Massenbilanz der (möglichen) zukünftigen ProduktionsprozesseTabelle 8-15: Massenbilanz [kg/t_{Stahl}] der zukünftigen DRI-Produktionsprozesse zur Herstellung von Stahl

Nr.	Massenstrom	DRI mit H ₂		Quelle	DRI mit Syngas		Quelle
		In	Out		In	Out	
1	Verbrennungsluft	153,5	-	1)	150,3	-	1)
2	Eisenerz	1370,94	-	1)	1342,53	-	1)
3	Zuschlagstoffe	55,56	-	1)	54,41	-	1)
4	Wasser	978,36	-	1)	958,08	-	1)
5	Steinkohle	10,7	-	1)	10,5	-	1)
6+11+26+34	Strom [GJ/t _{Stahl}]	14,79	-	1,3,4,5	3,02	-	1,3,4,5
7	Abwasser	-	978,36	1)	-	958,08	1)
8	Abgas	-	171,8	1)	-	164,2	1)
9	Pellets	1443,1	1443,1	1)	1413,18	1413,18	1)
10	DRI	1009,42	1009,42	1)	1009,42	1009,42	1)
12+27+37	Syngas	48,7	-	1,3,4,5	290,2	-	1,3,4,5
13	Kalk, Dolomite	84,15	-	1)	84,15	-	1)
14	Kohle	15,81	-	1)	15,81	-	1)
15	Graphitelektroden	4,08	-	1)	4,08	-	1)
16	Gase	60,77	-	1)	60,77	-	1)
17	Frischlufft	11274,71	-	1)	11274,71	-	1)
18	Schrott	336,47	-	1)	336,47	-	1)
19	Abluft	-	11319,64	1)	-	11319,64	1)
20	CO ₂	-	128,52	1)	-	128,52	1)
21	Schlacke	-	214,20	1)	-	214,20	1)
22	Staub	-	20,4	1)	-	20,4	1)
23	Abfälle	-	12,44	1)	-	12,44	1)
24	Wasser	-	-	1)	-	-	1)
25	Rohstahl	1020,00	1020,00	1)	1020,00	1020,00	1)
28	Verbrennungsluft	432,8	-	2)	432,8	-	2)
29	Walzstahl	-	1000	2)	-	1000	2)
30	Zunder	-	26,00	2)	-	26,00	2)
31	Abgas	-	466,1	2)	-	466,1	2)
32	Stat. Abweichung	39,1	-	6)	78,84	-	6)
33	Wasser	514,05	-	3)	-	-	-
35	Sauerstoff	-	381,21	3)	-	-	-
36	Wasser	-	566,52	3)	-	181,96	4)
38	Verbrennungsluft	-	-	-	1460,68	-	4), 5)
39	Abgas	-	-	-	-	2235,85	4), 5)

1) Remus et al. 2013 / BREF IS; 2) VDeH 2018; 3) Vogl et al. (2018); 4) Hernandez et al. (2018); 5) Experteninterview Prof. M. Hölling (2019); 6) Eigene Berechnung

Tabelle 8-16: Massenbilanz [kg/t_{Stahl}] des möglichen zukünftigen Produktionsprozesses integriertes Hüttenwerk mit CCU zur Herstellung von Stahl

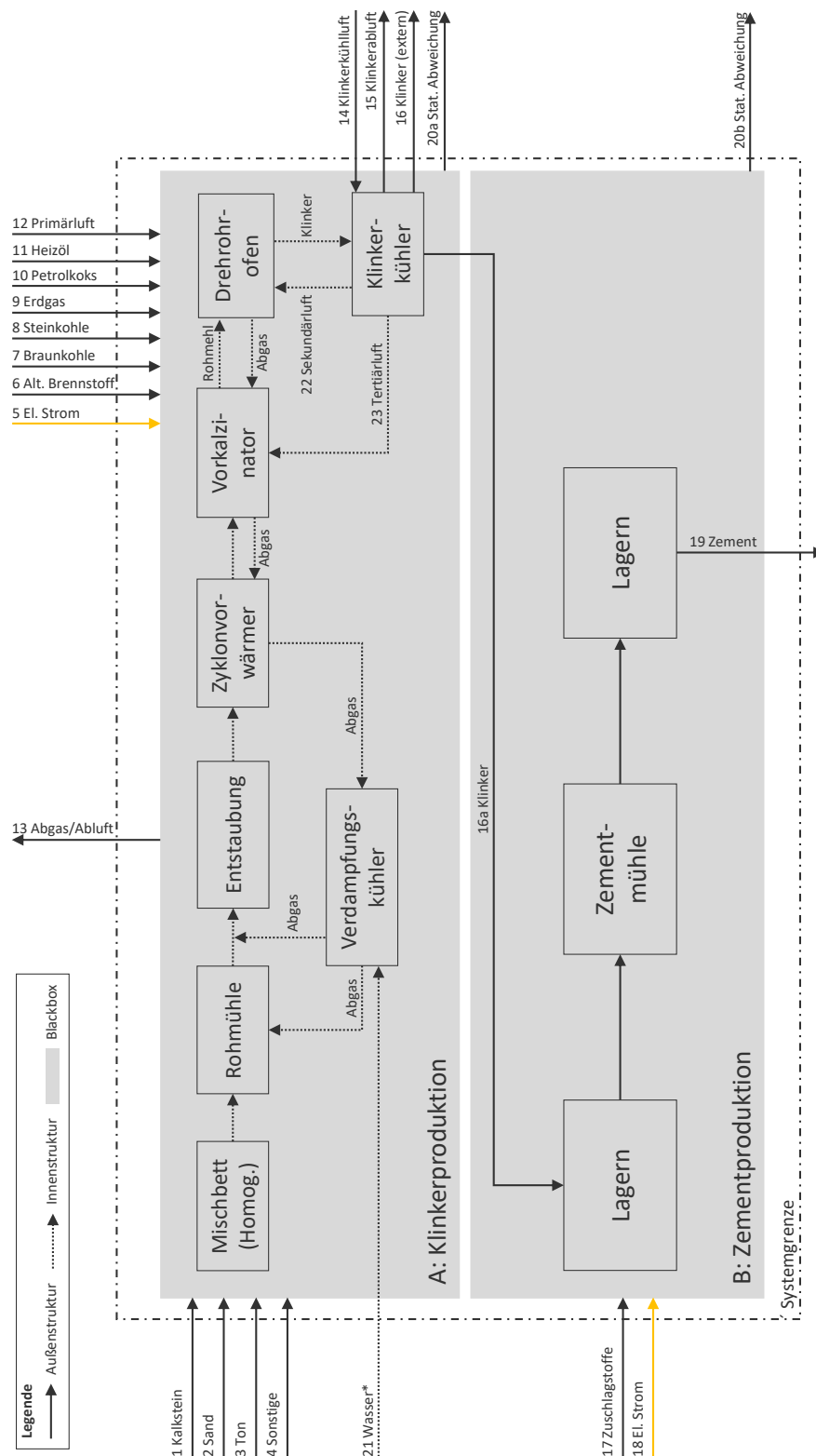
Nr.	Massenstrom	Integriertes Hüttenwerk mit CCU		Quelle
		In	Out	
1	Kohle	399,6	-	1)
6+23+40+70+75	Luft	3914,1	-	3)
18	Quartzite und Olivine	31,3	-	1)
15+30	Eisenerz	1004,7	-	1)
33+79	Kalkstein	144,1	-	1)
35+82	Erdgas	14,0	-	1)
81	Wasser	845,5	-	1) & 2)
49	Schrott	163,3	-	1)
34	Tuyere injection (Kohle)	150,8	-	1)
31+56	Pellets	355,2	-	1)
4+22+36+57+76+83	Strom	573,5 kWh/t	-	1)
11	Flue Gas	-	255,2	1)
13	Verluste Koksofen	-	17,5	1)
25	Flue Gas (Sinter)	-	424,9	1)
45	Staub	-	14,6	1)
46	Schlamm	-	3,9	1)
47	Wasser	-	714,7	3)
77	Schlacke	-	199,7	1)
78	OBG Flue Gas	-	464,5	1 & 4
80	CO ₂	-	860,2	1)
20	Schlacke	-	122,1	1)
63	Staub	-	32,4	1)
71	Walzstahl	-	1000,0	1)
72	Abgas Walzwerk	-	698,6	1)
80	Abgas Nebenaggregate	-	1460,0	3)
78	Flue Gas	-	708,1	1)

1) IEA GHG 2013; 2) Gonzalez Hernandez et al. 2018; 3) Eigene Berechnung; 4) Experteninterview Prof. M. Hölling (2019)

8.7 Herstellung von Zement

Systemgrenze des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement

Abbildung 8-11: Fließbild des definierten gegenwärtigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren



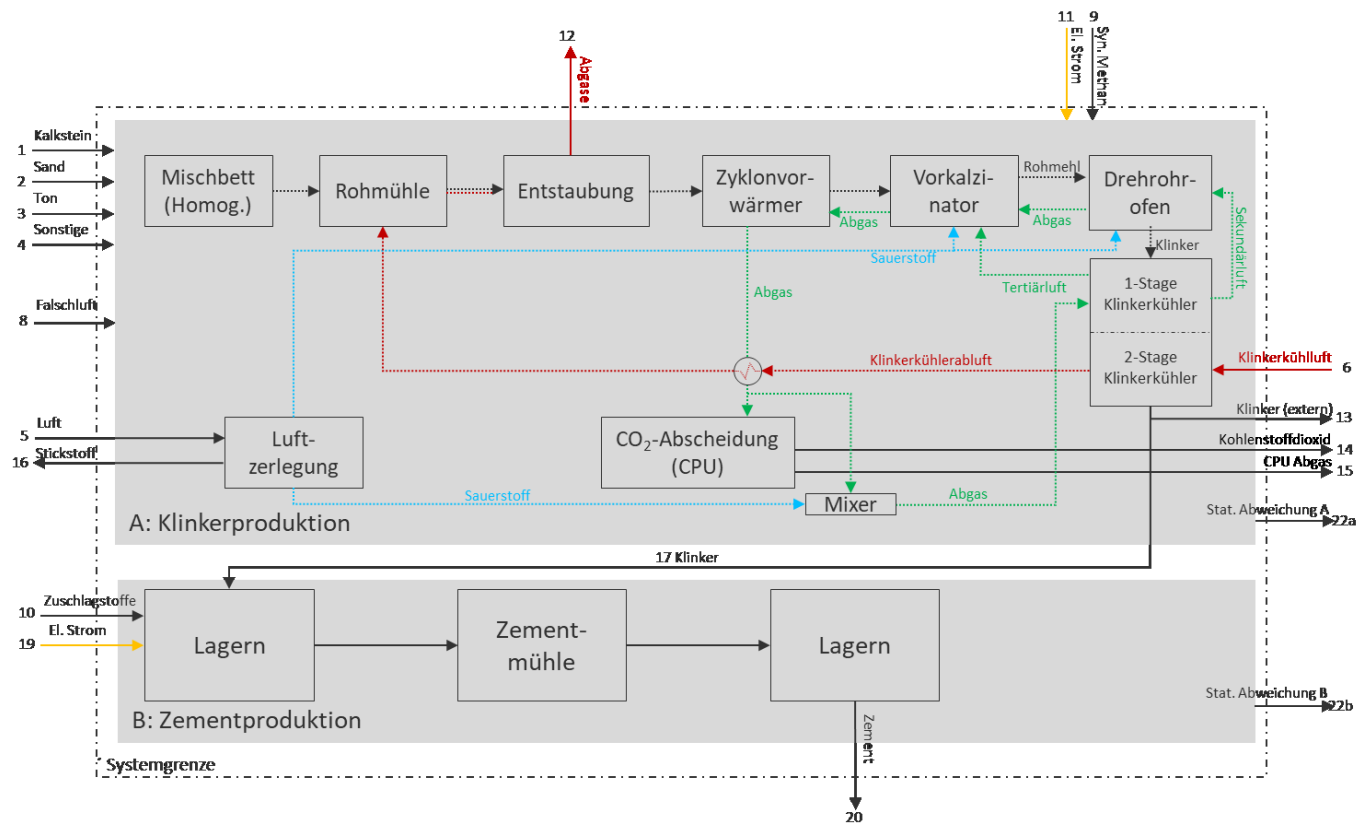
Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Massenbilanz der definierten gegenwärtigen ProduktionsprozesseTabelle 8-17: Massenbilanz [kg/t_{Zement}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement

Nr.	Massenstrom	Integrierte Zementproduktion		Quelle
		In	Out	
1	Kalkstein	1190,32	-	1)
2	Sand	39,15	-	1)
3	Ton	14,40	-	1)
4	Sonstige	29,50	-	1)
5	El. Strom [GJ/ t _{Zement}]	0,23	-	1)
6	Alt. Brennstoff (Industrieabfall) [GJ/ t _{Zement}]	1,76	-	1)
7	Braunkohle [GJ/ t _{Zement}]	0,68	-	1)
8	Steinkohle [GJ/ t _{Zement}]	0,3	-	1)
9	Erdgas [GJ/ t _{Zement}]	0,11	-	1)
10	Petrolkoks [GJ/ t _{Zement}]	0,02	-	1)
11	Heizöl (leicht und schwer) [GJ/ t _{Zement}]	0,01	-	1)
12	Primärluft	126,16	-	1)
13	Abgas/Abluft	-	1615,26	1)
14	Klinkerkühlluft	1987,61	-	1)
15	Klinkerabluft	-	1104,51	1)
16	Klinker (extern)	-	217,31	1)
17	Zuschlagstoffe	281,17	-	1)
18	El. Strom [GJ/ t _{Zement}]	0,17	-	1)
19	Zement	-	1000	1)
20a	Stat. Abweichung	-	-290,04	-
20b	Stat. Abweichung	-	21,17	-

1) (VDZ 2010)

Abbildung 8-13: Fließbild des definierten möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Zement im Trockenverfahren mit Oxy-Fuel und Luftzerlegungsanlage



Quelle: eigene Abbildung, Struktur Teilsystem A entnommen aus (ECRA 2009)

Massenbilanz der (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse

Tabelle 8-18: Massenbilanz [kg/t_{Zement}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Zement

Nr.	Massenstrom	Oxy-Fuel & Luftzerlegungsanlage		Quelle	Oxy-Fuel & Elektrolyse		Quelle
		In	Out		In	Out	
1	Kalkstein	965,12	-	1)	965,12	-	1)
2	Sand	31,74	-	1)	31,74	-	1)
3	Ton	11,68	-	1)	11,68	-	1)
4	Sonstige	23,92	-	1)	23,92	-	1)
5	Luft (für ASU)	671,17	-	2)		-	-
6	Klinkerkühlluft	878,12	-	2)	878,12	-	2)
7	Wasser	-	-	-	175,35	-	3)
8	Falschluff	52,37	-	2)	52,37	-	2)
9	Syn. Methan [GJ/ t _{Zement}]	2,34	-	4)	-	-	-
10	Zuschlagstoffe	421,17	-	1)	421,17	-	1)
11	El. Strom [GJ/ t _{Zement}]	0,49	-	4)	5,69	-	4)
12	Abgas/Abluft	-	844,36	2)	-	844,36	2)
13	Klinker (extern)	-	176,20	6)	-	176,20	6)
14	Kohlenstoffdioxid haltiges Abgas (stoffl. & energetisch)	-	437,38 ³⁶	5)	-	294,63 ³⁷	5)
15	CPU Abgas	-	76,74	2)	-	76,74	2)
16	Stickstoff	-	518,74	-	-	-	3)
17	Klinker	-	600	1)	-	600	1)
18	Wasserverluste	-	-	-	-	58,45	4)
19	El. Strom [GJ/ t _{Zement}]	0,17	-	1)	0,17	-	1)
20	Zement	-	1000	1)	-	1000	1)
21	Sauerstoff	-	-	-	-	62,06	3)
22a	Statistische Abweichung A	-	32,74	-	-	25,86	-
22b	Statistische Abweichung B	-	21,17	-	-	21,17	-

1) VDZ (2010) 2) ECRA (2009) 3) Eigene Berechnung nach Reaktionsgleichungen 4) Eigene Berechnung nach Carrasco-Maldonado et al. (2016) 5) Eigene Berechnung nach ECRA (2009) 6) Eigene Berechnung nach (VDZ 2010)

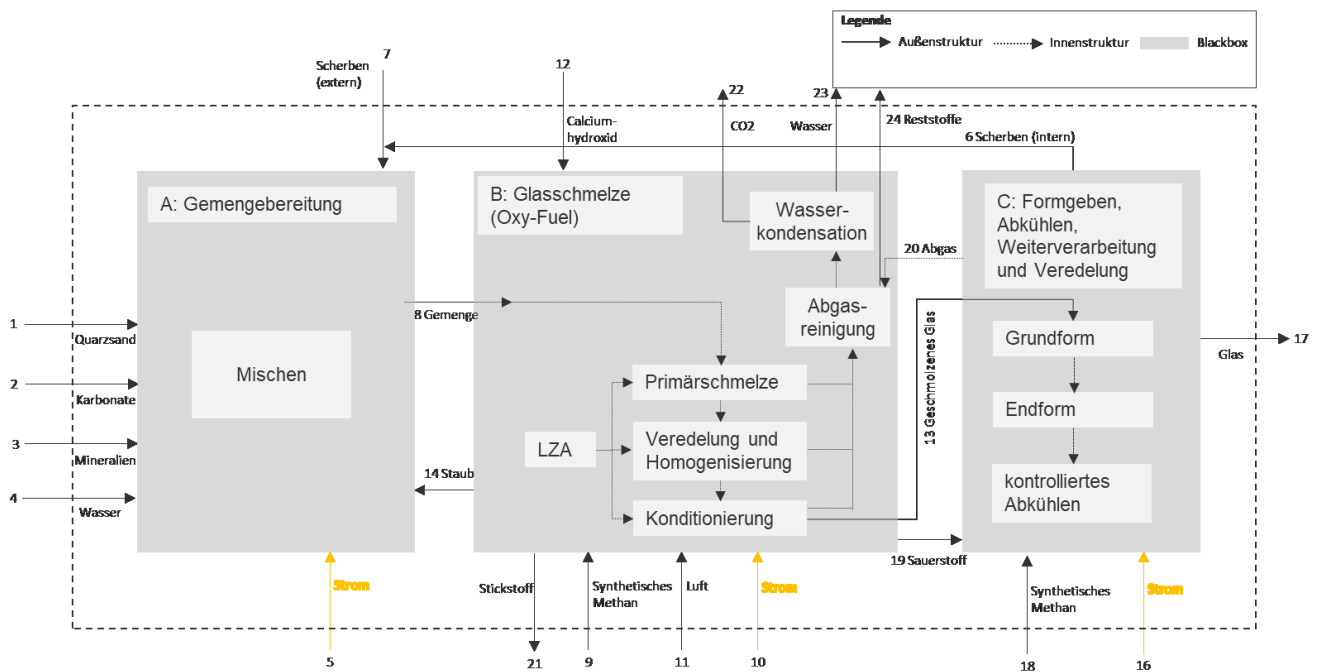
³⁶ Der nach den Angaben in ECRA (2009) berechnete und die Systemgrenze verlassende abgeschiedene CO₂-haltige Abgasstrom setzt sich zusammen aus den stofflichen und energetischen CO₂-Emissionen. Vor der Reinigung und Kompression (CPU) liegt der CO₂-Massenstrom berechnet mit ECRA (2009) bei 453 kg/t Zement (322 kg/t_{Zement} stofflich bedingt, 131 kg/t_{Zement} energetisch bedingt beim Einsatz von Erdgas). Der die Systemgrenze verlassende abgeschiedene CO₂-haltige Abgasstrom (Reinheit 98%, Abscheidungseffizienz 94,5 %) liegt bei 437 kg/t_{Zement}.

³⁷ Bei diesem Verfahren werden etwa 143 kg/t_{Zement} des abgeschiedenen CO₂-haltigen Abgasstromes in der Höhe von 437 kg/t_{Zement} intern für die Methanisierung wiederverwendet.

8.8 Herstellung von Glas

Systemgrenze der (möglichen) zukünftigen Produktionsprozesse

Abbildung 8-14: Fließbild des definierten möglichen zukünftigen Produktionsprozesses zur Herstellung von Behälterglas mit Oxy-Fuel-Wanne unter Einsatz von synthetischem Methan



Quelle: eigene Abbildung, IER Universität Stuttgart und Fraunhofer ISI

Massenbilanz der definierten gegenwärtigen Produktionsprozesse

Tabelle 8-19: Massenbilanz [kg/t_{Glas}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Glas

Nr.	Massenstrom	U-Flamme mit reg. Luftvorwärmung		Quelle
		In	Out	
1	Quarzsand	280,0	-	1)
2	Karbonate	165,8	-	1)
3	Mineralien	21,8	-	1)
4	Wasser	23,9	-	1)
5	Strom [GJ/t _{Glas}]	0,2	-	2)
6	Scherben (intern)	98,90	98,90	1)
7	Scherben (extern)	602,5	-	2)
8	Gemenge	1194,78	1194,78	3)
9	Erdgas	129,07	-	2)
10	Strom [GJ/t _{Glas}]	0,62	-	2)
11	Luft	1773,21	-	3)
12	Calciumhydroxid	1,29	-	1)
13	Geschmolzenes Glas	1098,90	1098,90	1)
14	Staub	1,65	-	1)
15	Abgas	-	2042,25	3), 4)
16	Strom [GJ/t _{Glas}]	0,6	-	2)
17	Glas	-	1000	
18	Erdgas	3,2	-	1), 2)
19	Luft	45,08	-	3)
20	Abgas	-	48,28	3)

1) Scalet et al. 2013 / BREF GLS; 2) VDI 2017; 3) Verbrennungsanalyse; 4) Eigene Berechnung

Massenbilanz der (möglichen) zukünftigen ProduktionsprozesseTabelle 8-20: Massenbilanz [kg/t_{Glas}] der Produktionsprozesse zur Herstellung von Glas

Nr.	Massenstrom	Elektrisches Schmelzen		Oxy-Fuel & synth. Methan		Quelle
		In	Out	In	Out	
1	Quarzsand	280,0	-	280,0	-	1)
2	Karbonate	165,8	-	165,8	-	1)
3	Mineralien	21,8	-	21,8	-	1)
4	Wasser	23,9	-	23,9	-	1)
5	Strom	0,17	-	0,17	-	2)
6	Scherben (intern)	98,90	-	98,90	-	1)
7	Scherben (extern)	602,48	-	602,48	-	2)
8	Gemenge	1194,783239	-	1194,783239	-	3)
9	Synthetisches Methan	-	-	96,13	-	2)
10	Strom	3,7	-	-	-	2)
11	Luft	-	-	1661,04	-	4)
12	Calciumhydroxid	1,6	-	1,6	-	5)
13	Geschmolzenes Glas	1098,90	1098,90	1098,90	1098,90	1)
14	Staub	-	1,96	-	1,96	1)
15	Abgas	-	68,46	-	-	3), 4)
16	Strom	0,6	-	0,6	-	2)
17	Glas	-	1000	-	1000	1)
18	Synthetisches Methan	-	-	3,2	-	2)
19	Sauerstoff	-	-	12,8	12,8	4)
20	Abgas	-	-	-	-	4)
21	Stickstoff	-	-	-	42,49	3)
22	CO ₂	-	-	-	379,74	3)
23	Wasser	-	-	-	216,54	3)
24	Reststoffe	-	-	-	3,3	3)

1) Scalet et al. 2013 / BREF GLS; 2) VDI 2017; 3) Verbrennungsanalyse; 4) Eigene Berechnung