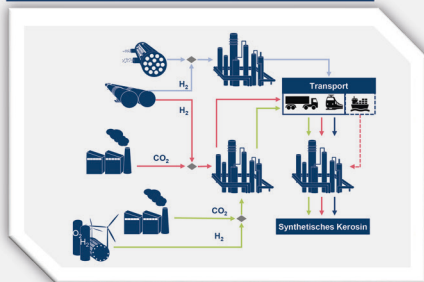
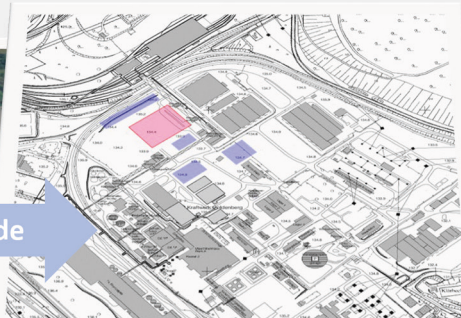


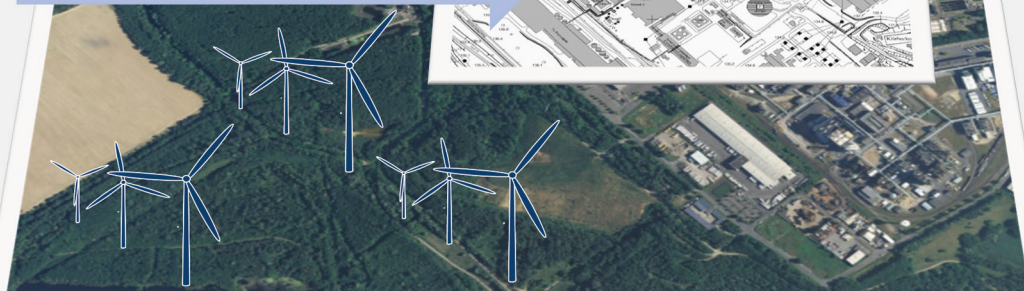
Konzeptentwicklung



Integration



Transformation & Energiewende



Konzepte und Potenziale von Demonstrationsanlagen für die Produktion von erneuerbarem synthetischen Flugzeugtreibstoff als Beitrag zur Transformation der Reviere in NRW

Energie & Umwelt / Energy & Environment
Band / Volume 580
ISBN 978-3-95806-630-4



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

Konzepte und Potenziale von Demonstrations- anlagen für die Produktion von erneuerbarem synthetischen Flugzeugtreibstoff als Beitrag zur Transformation der Reviere in NRW

Abschlussbericht

Stefan Weiske, Felix Schorn, Janos L. Breuer, Lydia Becka,
Nils Beltermann, Nils Wegener, Remzi C. Samsun, Peter Moser,
Sandra Schmidt, Christoph Götte, Elena Rietmann,
Ulrich Balfanz, Angela Spieckermann, Dirk Beckmann,
Jens Edler-Krupp, Ferdinand Steffen und Ralf Peters

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

Herausgeber
und Vertrieb: Forschungszentrum Jülich GmbH
Zentralbibliothek, Verlag
52425 Jülich
Tel.: +49 2461 61-5368
Fax: +49 2461 61-6103
zb-publikation@fz-juelich.de
www.fz-juelich.de/zb

Umschlaggestaltung: Grafische Medien, Forschungszentrum Jülich GmbH

Druck: Grafische Medien, Forschungszentrum Jülich GmbH

Copyright: Forschungszentrum Jülich 2022

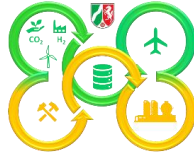
Schriften des Forschungszentrums Jülich
Reihe Energie & Umwelt / Energy & Environment, Band / Volume 580

ISSN 1866-1793
ISBN 978-3-95806-630-4

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



This is an Open Access publication distributed under the terms of the [Creative Commons Attribution License 4.0](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/),
which permits unrestricted use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.



NRW-Revier-Power-to BioJetFuel

Phase I

Konzept- und Potenzialstudie

Konzepte und Potenziale von
Demonstrationsanlagen für die Produktion von
erneuerbarem synthetischen Flugzeugtreibstoff als
Beitrag zur Transformation der Reviere in NRW

Abschlussbericht

Projektzeitraum 01.06.2021-31.01.2022

Förderkennzeichen: EFO 0085A-D

Dieses Projekt wird gefördert durch das

Ministerium für Wirtschaft, Innovation,
Digitalisierung und Energie
des Landes Nordrhein-Westfalen



Dokumenteigenschaften

Titel	NRW-Revier-Power-to-BioJetFuel
Betreff	Abschlussbericht
Einstufung	Öffentlich
Erstellt von	BP Europa SE ("BP") Forschungszentrum Jülich GmbH ("FZJ") RWE Power AG ("RWE P") RWE Renewables GmbH ("RWE R")
Beteiligte	siehe Autoren (Seite 5)
Geprüft von	
Freigabe von	
Datum	10.06.2022
Version	Abschlussbericht
Bearbeiter PTJ	Herr Dr. Timur Galiullin (Technik) Herr Christoph Siegmund (Förderung)

**RWE Power AG**

Ferdinand Steffen¹, Dr. Peter Moser, Dr. Sandra Schmidt, Christoph Götte

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

Stefan Weiske¹, Felix Schorn, Janos L. Breuer, Lydia Becka, Nils Beltermann, Nils

Wegener, Dr. Remzi C. Samsun, Prof. Dr. Ralf Peters

**BP Europa SE**

Elena Rietmann¹, Dr. Ulrich Balfanz, Angela Spieckermann

**RWE Renewables GmbH**

Dirk Beckmann¹, Jens Edler-Krupp

¹Ausführende Autoren (*corresponding authors*)

Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis	7
Abbildungsverzeichnis	11
Tabellenverzeichnis	15
Abkürzungen	17
Variantenbezeichnungen	18
1. Aufgabenstellung und Vorhabenablauf	19
1.1. Aufgabenstellung	19
1.2. Vorhabenplanung und -ablauf	21
1.3. Zusammenarbeit und Projektsteuerung.....	22
2. Durchführung des Vorhabens.....	25
2.1. Beschreibung der Arbeitspakete (AP)	25
2.2. Standortuntersuchungen	27
2.2.1. Erhebung Standortdaten und -bedingungen CO ₂ -/CO-Quelle / Elektrolyseur / Synthese	27
2.2.2. Erhebung Standortdaten und -bedingungen Raffinerien	30
2.2.3. Erhebung Standortdaten und -bedingungen Windpark.....	31
2.2.4 Erhebung sonstige Infrastruktur (Verkehrswege, Medienströme).....	33
2.3. Verfahrensanalyse der PtL-Verfahrensrouten	36
2.3.1. Methodik der Verfahrensanalysen.....	36
2.3.1.1. Definition der Systemgrenzen.....	36
2.3.1.2. Prozessbewertung anhand von Kennziffern	40
2.3.1.3. Prozessoptimierung.....	41
2.3.2. Randbedingungen der Verfahrensanalysen	42
2.3.2.1. Allgemeine Annahmen und Parametrisierung.....	42
2.3.2.2. Unterschiede zwischen Greenfield- und Brownfield- Varianten.....	44

2.3.3.	Greenfieldanalyse der PtL-Verfahrensrouten	47
2.3.3.1.	Fischer-Tropsch	47
2.3.3.2.	CO ₂ -basierte Methanolsynthese	57
2.3.3.3.	Methanol-to-Kerosene (MtK)	64
2.3.3.4.	Methanol-to-Gasoline (MtG)	70
2.3.3.5.	Methyl-tert-butylether (MTBE)	74
2.3.4.	Brownfield-Analyse der PtL-Verfahrensrouten	79
2.3.4.1.	Festlegung der zu untersuchenden Brownfield-Konzeptvarianten	79
2.3.4.2.	Fischer-Tropsch-Verfahren in Brownfield-Umgebungen	83
2.3.4.3.	MtK-Verfahren in Brownfield-Umgebungen	91
2.3.5.	Erkenntnisse aus der Verfahrensanalyse	92
2.3.6.	Konzeptüberlegungen zur Anordnungsplanung	95
2.4.	Raffination und Nutzung synthetischer Treibstoffe	96
2.4.1.	Erhebung der Optionen zum H ₂ - und Produkttransport	96
2.4.2.	Untersuchung Raffinationsprozesse und Produktnutzung	96
2.4.3.	Detailbewertung Produkteigenschaften und -potenziale	97
2.4.4.	Bestimmung der Invest- und Betriebskosten Raffination	98
2.5.	Potenzialstudie zur Bereitstellung von Rohstoffen	100
2.5.1.	Technische Analyse der CO ₂ -Abtrennung aus Abgasen	100
2.5.2.	Potenzialstudie zur CO ₂ -Verfügbarkeit in Deutschland	102
2.5.3.	Bereitstellung von grünem H ₂ als Eigenversorger	106
2.5.4.	Potenzialstudie zum H ₂ -Bezug	109
2.5.5.	Marktstudie zur Einführung von SAF-Kraftstoffen	115
2.6.	Techno-ökonomische Analyse und Bewertung	119
2.6.1.	Methodik der Wirtschaftlichkeitsanalyse	119
2.6.1.1.	Allgemeine Methodik der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen	119
2.6.1.2.	Unterschiede zwischen Greenfield und Brownfield in der Methodik der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen	123
2.6.2.	Randbedingungen der Wirtschaftlichkeitsanalyse	125
2.6.3.	Abschätzung der theoretischen Produktgestehungskosten auf Basis der Greenfield-Analyse	126
2.6.4.	Abschätzung der realen Produktgestehungskosten auf Basis der umsetzbaren Varianten in der Brownfield-Analyse	131

2.6.4.1.	Abschätzung der möglichen Prämien durch die Bestimmung des CO ₂ -Fußabdrucks der PtL-Produktionsketten.....	134
2.6.5.	Regulatorische Situation und Fragestellungen	143
2.6.6.	Ermittlung Marktopportunitäten BioJetFuel	152
2.6.7.	Ökonomische Bewertung	154
2.6.8.	Zeitplan Realisierung Demonstrationsanlage	155
2.7.	Schlussfolgerungen und Ausblick	157
3.	Nutzung und Verwertbarkeit – Fortschreibung des Verwertungsplans	159
4.	Bekanntgewordener Fortschritt außerhalb des Vorhabens	161
5.	Erfolgte und geplante Veröffentlichungen.....	163
6.	Zusammenfassung.....	165
	Literaturverzeichnis	167
A.	Anhang	175
A.1	Anhang zu Kapitel 2.....	175

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1.1:	Im NRW-Revier-Power-to-BioJetFuel-Projekt untersuchte Varianten zur Herstellung von nachhaltigem eFuel.	20
Abbildung 1.2:	Projekt-Meilensteinplan	21
Abbildung 2.1:	Im Projekt untersuchte RWE-Standorte.....	27
Abbildung 2.2:	Entscheidungskriterien für die Bewertung der RWE-Standorte.	28
Abbildung 2.3:	Potenzielle Flächen für Stromerzeugungsanlagen auf Basis von Windenergie und Photovoltaik im Umfeld des Knapsacker Hügels (rot-umrandete Zone) und eine exemplarische Anordnung von Windkraftanlagen	32
Abbildung 2.4:	Luftbild BP-Standort Gelsenkirchen Horst und des RWE Standortes Essen Karnap	34
Abbildung 2.5:	Darstellung der Verfahrensrouten und Prozesssimulationen im BioJetFuel-Projekt, farbige Grundierung zeigt in den Prozesssimulationen zusammengehörige Prozessketten.....	39
Abbildung 2.6:	Übersicht über die Greenfield- und Brownfield-Prozessvarianten und Randbedingungen.....	45
Abbildung 2.7:	Vereinfachtes Fließbild zur Konzeptvariante V1bFT	47
Abbildung 2.8:	Qualitative Darstellung der Verteilung der Crackingprodukte nach Hydrocracking von C ₂₁ , Abbildung in Anlehnung an Bouchy, Hastoy [30].....	51
Abbildung 2.9:	Fließbild der Konzeptvariante V1bFT.	53
Abbildung 2.10:	Vereinfachtes Prozessfließbild der modellierten Methanolsynthese	59
Abbildung 2.11:	Pinch-Analyse aller heißen und kalten Ströme der CO ₂ -basierten Methanolsynthese.....	61
Abbildung 2.12:	Prozessfließbild der wärmeintegrierten Methanolsynthese mit Betriebsmitteln.	61
Abbildung 2.13:	Parameterstudie zum PtL-Wirkungsgrad der Produktionsanlage in Abhängigkeit der gewählten Technologien zur Elektrolyse und CO ₂ -Abscheidung.	63
Abbildung 2.14:	PtL-Produktionskette für die Greenfield-Analyse zum MtK-Verfahren (V1bMtK).....	64
Abbildung 2.15:	Schematisches Blockfließbild des MtK-Prozesses.	65
Abbildung 2.16:	Prozessfließbild der DME- und der Olefinsynthese. Diese Synthesen sind der erste Teil des MtK-Prozesses.	66
Abbildung 2.17:	Prozessfließbild der Oligomerisierung, des Hydrotreatings und der Auftrennung in die Produkte. Diese Prozessschritte sind Teil 2 des gesamten MtK-Prozesses.	67
Abbildung 2.18:	Schematisches Prozessfließbild der konventionellen MtG-Synthese nach Schmidt, Reichelt [63].....	70
Abbildung 2.19:	Entwickeltes Verfahrensließbild der MtG-Synthese, basierend auf dem von Seifert, Meyer [64] und Stahlschmidt [65] vorgestellten	

Verfahren, kombiniert mit einer Reformierung der leichten Gase nach Schemme [13].....	71
Abbildung 2.20: Gesamt- (engl. Y_{Total}) und Kohlenstoffausbeuten (engl. Y_{Carbon}) für die beiden Fälle mit (w/) und ohne (w/o) Reformer-Einheit.....	72
Abbildung 2.21: Schema der konventionellem MTBE-Synthese basierend auf Winterberg, Schulte-Körne [69] und Becker [74].	75
Abbildung 2.22: Fließbild der MTBE-Synthese.	76
Abbildung 2.23: Abtrenneinheit für C ₄ -Fraktion aus MtK-prozess für den MTBE-Prozess.....	78
Abbildung 2.24: Konzeptvariante 1 (V1aFT bzw. V1-FT): Anbindung an eine Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage am Knapsacker Hügel	80
Abbildung 2.25: Konzeptvariante 2 (V2-FT): Anbindung an einen Strang des MHKW Essen-Karnap	81
Abbildung 2.26: Konzeptvariante 3 (V3): Anbindung an eine Hochtemperaturkonversion am Knapsacker Hügel	82
Abbildung 2.27: Fließbild der Konzeptvarianten V1aFT und V2-FT	84
Abbildung 2.28: Fließbild der Konzeptvariante V3	88
Abbildung 2.29: Fließbild der CO ₂ -basierten Methanolsynthese in der Brownfield-Variante	91
Abbildung 2.30: Bewertung der Greenfield-Verfahren anhand von Massen- und Energiebilanzen	93
Abbildung 2.31: Lageplan Variante V1a, Standort Knapsacker Hügel, und mögliche Anlagenaufstellungsflächen.	95
Abbildung 2.32: Lageplan Variante V2, Standort Essen Karnap, und mögliche Anlagenaufstellungsflächen	95
Abbildung 2.33: Schematische Darstellung des ASTM-Freigabeprozesses.	97
Abbildung 2.34: Aufteilung der bestimmten CO ₂ -Potenziale in Deutschland im Jahr 2017, Daten sind entnommen aus Zitscher et al. [77] und Viebahn et al. [78].....	101
Abbildung 2.35: Darstellung der Emissionsquellen aus dem Schadstoffregister in Deutschland, Stand 14.12.2021	103
Abbildung 2.36: Darstellung der Emissionen der ausgewählten Branchen nach Bundesländern in Deutschland	104
Abbildung 2.37: Darstellung der CO ₂ -Verfügbarkeit mit den jeweiligen Anlagengrößen der untersuchten Industriezweige.....	105
Abbildung 2.38: Übersicht der untersuchten Systemkonfigurationen am CO ₂ -Standort.	106
Abbildung 2.39: Szenarien-Ergebnisse mit einem Stromverkaufspreis von 8,502 ct€/kWh.....	108
Abbildung 2.40: Durch den NEP geplante Umbaumaßnahmen für den Ausbau der H ₂ -Verteilungsinfrastruktur in NRW und Norddeutschland, entnommen aus NEP [92, S. 149 f.].....	110
Abbildung 2.41: Parametervariation zu H ₂ -Bereitstellungskosten.....	114

Abbildung 2.42: Jahresbilanzen der nationalen Verkäufe in der Mineralölindustrie zwischen 2015 und 2019, nach Jahresbericht MWV 2020 [108, S. 40].....	117
Abbildung 2.43: Detaillierte Aufschlüsselung der Herstellungskosten eines Produktes nach Schemme [13]	120
Abbildung 2.44: Zusammensetzung der CAPEX für den Standort Knapsack im Greenfield-Vergleich	127
Abbildung 2.45: Vergleich der CAPEX für den Standort Knapsack und den Standort Essen-Karnap im Greenfield-Vergleich	127
Abbildung 2.46: Zusammensetzung der OPEX für den Standort Knapsack im Greenfield-Vergleich	128
Abbildung 2.47: Vergleich der OPEX für den Standort Knapsack und den Standort Essen-Karnap im Greenfield-Vergleich	129
Abbildung 2.48: Herstellungskosten für variierende H ₂ -Kosten bei konstanten CO ₂ -Kosten von 70 €/t	130
Abbildung 2.49: Zusammensetzung der CAPEX für die betrachteten Brownfield-Varianten	131
Abbildung 2.50: Vergleich der OPEX-Kosten der betrachteten Brownfield-Varianten ohne Rohstoff und Patent- bzw. Lizenzgebühren	132
Abbildung 2.51: OPEX-Kosten der verschiedenen Brownfield-Varianten mit Fallbetrachtung der Rohstoffbezugskosten	133
Abbildung 2.52: Definition der Bilanzgrenzen und Emissionssummanden für die Bestimmung des CO ₂ -Fußabdrucks der PtL-Produktionskette	135
Abbildung 2.53: Ergebnisse der Szenarienanalyse zur CO ₂ -Intensität der Top-Varianten	139
Abbildung 2.54: Bestimmung der Produktgestehungskosten für die Top-Varianten V1, V2 und V3; BC: best case, WC: worst case, RC: reference case	141
Abbildung 2.55: Darstellung der Kerosinkosten an den operativen Gesamtkosten der weltweiten Fluggesellschaften, Daten stammen von IATA und sind über Statista ausgelesen [130].....	153
Abbildung 2.56: Zeitplan CCU-Demonstrationsanlage (ab Phase 2).....	155
Abbildung 2.57: Graphical Abstract zu den wesentlichen Erkenntnissen aus dem BioJetFuel-Projekt.....	157

Tabellenverzeichnis

Tabelle 2.1:	Produktionsmengen und notwendige Transportlogistik	35
Tabelle 2.2:	Allgemeine Zustandsbedingungen der Feedströme	42
Tabelle 2.3:	In den Prozesssimulationen verwendete Betriebsmittel.....	43
Tabelle 2.4:	Annahmen für Kompressoren und Pumpen	44
Tabelle 2.5:	Technische Anpassungen für die Auslegungen der Brownfield- Varianten	46
Tabelle 2.6:	Materialbilanz der Konzeptvariante V1bFT.....	56
Tabelle 2.7:	Betriebsmittelbilanz der Konzeptvariante V1bFT	56
Tabelle 2.8:	Prozesseigenschaften der CO ₂ -basierten Methanolsynthese	58
Tabelle 2.9:	Massenbilanz der ausgelegten Methanolsynthese in der Greenfield- Variante	62
Tabelle 2.10:	Energiebilanz der ausgelegten Methanolsynthese in der Greenfield- Variante mit Betriebsmitteln	62
Tabelle 2.11:	Materialbilanz für den MtK-Prozess.....	69
Tabelle 2.12:	Betriebsmittelbilanz des MtK-Prozesses	69
Tabelle 2.13:	Materialbilanzen für den MtG-Prozess	73
Tabelle 2.14:	Betriebsmittelbilanzen für den MtG-Prozess	73
Tabelle 2.15:	Materialbilanzen des MTBE-Prozesses.....	77
Tabelle 2.16:	Betriebsmittelbilanzen des MTBE-Prozesses	77
Tabelle 2.17:	Betriebsmittelbilanzen der Trenneinheit zwischen MtK und MTBE	78
Tabelle 2.18:	Merkmale der untersuchten Brownfield-Konzeptvarianten.....	83
Tabelle 2.19:	Materialbilanz der Konzeptvariante V1aFT.....	86
Tabelle 2.20:	Betriebsmittelbilanz der Konzeptvariante V1aFT	86
Tabelle 2.21:	Materialbilanz der Konzeptvariante V2-FT	87
Tabelle 2.22:	Betriebsmittelbilanz der Konzeptvariante V2-FT.....	87
Tabelle 2.23:	Materialbilanz der Konzeptvariante V3.....	89
Tabelle 2.24:	Spezifische Betriebsmittelbilanz Konzeptvariante V3	89
Tabelle 2.25:	Massenbilanz der ausgelegten Methanolsynthese in der Brownfield- Variante	92
Tabelle 2.26:	Energiebilanz der ausgelegten Methanolsynthese in der Brownfield- Variante mit Betriebsmitteln	92
Tabelle 2.27:	PtL-Wirkungsgrad der verschiedenen Varianten in den Brownfield- Fällen.....	94
Tabelle 2.28:	Charakterisierung der Abtrennverfahren für CO ₂ , Daten zusammengestellt aus Quellen [78-80]	102
Tabelle 2.29:	Szenario für die Analyse zur H ₂ -Eigenversorgung	108
Tabelle 2.30:	Parameterwahl für die Szenarienanalyse zu H ₂ -Bereitstellungskosten.....	114
Tabelle 2.31:	Zusammenfassung von Zielsetzungen und Zielwerten von SAF- Beimischquoten verschiedener Entitäten	116
Tabelle 2.32:	Größenparameter und dessen Geltungsbereich der Hauptanlagenkomponenten [112]	121

Tabelle 2.33:	Übersicht über die grundlegende Auslegung der wesentlichen Bauteile der Verfahrensanalysen für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung.....	122
Tabelle 2.34:	Allgemeine Parameter für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen	125
Tabelle 2.35:	Parametersätze für die Variation der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen	126
Tabelle 2.36:	Herstellungskosten der Prozessvarianten für den Standort Knapsack (1) und den Standort Essen-Karnap (2) im Greenfield-Vergleich.....	130
Tabelle 2.37:	Zusammenfassung der Szenarien für die Bestimmung der CO ₂ -Intensität der verschiedenen Top-Varianten.....	138
Tabelle 2.38:	Parametrisierung der Vergütung von Nebenprodukten in €/t.....	140
Tabelle 2.39:	Übersicht aller nach ASTM D7566 und ASTM D1655 zugelassener SAF (Stand 9/2020, Quelle aireg: „Synthetische Luftfahrtkraftstoffe – eine aktuelle Bestandsaufnahme“).....	144
Tabelle 6.1:	Definitionen des Technologie-Reifegrads [131].....	175
Tabelle 6.2:	Szenario-Matrix: H2-Bezug in 2030.....	176

Abkürzungen

ACC	Jährliche Kapitalkosten, annual capital costs
AEA	Aspen Energy Analyzer
AEL	Alkalische Elektrolyse
AP	Arbeitspaket
BEA	Beta Zeolithgruppe
CAC	Chemieanlagenbau Chemnitz GmbH
CAPEX	Investitionsausgaben, capital expenditure
DAC	Direct Air Capturing
DME	Dimethylether
FLH	Volllaststundenzahl, full load hours
FT	Fischer-Tropsch
GC/MS	Kopplung eines Gas-Chromatographiegerätes (GC) mit einem Massenspektrometer (MS)
HC	Hydrocracker
Ho	Oberer Heizwert
Hu	Unterer Heizwert
LNH3	Ammoniak (flüssig)
LOHC	Liquid organic hydrogen carrier
LPG	Autogas, Liquified Petroleum Gas
MEA	Monoethanolamin
MeOH	Methanol
MHKW	Müllheizkraftwerk
MtG	engl. Methanol-to-Gasoline Verfahren
MTBE	Methyl-tert-butylether
MtK	Methanol-to-Kerosene
MtL	Methanol-to-Liquids
MtO	Methanol-to-Olefins
NREL	National Renewable Energy Laboratory
OME	Polyoxymethylendimethylether
OPEX	Betriebskosten, operational expenditure
PEM	Protonen-Austausch-Membran
PPA	Power Purchase Agreement
PSRK	Predictive Soave Redlich Kwong

PtL	Power-to-Liquids
PV	Photovoltaik
RFNBO	Renewable fuel non-biological origin
rWGS	reversible Wassergas-Shift-Reaktion
SOEL	Solid Oxide Electrolysis
TKW	Tankkraftwagen
TRL	Technology Readiness Level
TUF	Technische Universität Bergakademie Freiberg
UCO	Unconvertible oil
UNIFAC	Universal Quasichemical Functional Group Activity Coefficients
vdz	Verband deutscher Zementwerke
VLh	Volllaststunden
WHSV	Weight Hourly Space Velocity
ZSM	Zeolite Socony Mobil

Variantenbezeichnungen

V1aFT /	Anbindung an eine Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage am
V1-FT	Knapsacker Hügel, Brownfield, Fischer-Tropsch Verfahren
	Anbindung an eine Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage am
V1bFT	Knapsacker Hügel, Greenfield, Fischer-Tropsch Verfahren
	Anbindung an eine Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage am
V1bMtK	Knapsacker Hügel, Greenfield, Methanol-to-Kerosene Verfahren
V2aFT	Anbindung an einen Block des MHKW Essen-Karnap, Brownfield,
V2-FT	Fischer-Tropsch Verfahren
V2bFT	Anbindung an einen Block des MHKW Essen-Karnap, Greenfield,
	Fischer-Tropsch Verfahren
	Anbindung an eine Klärschlamm-Hochtemperaturkonversion
V3aFT	Knapsacker Hügel, Brownfield, Fischer-Tropsch Verfahren

1. Aufgabenstellung und Vorhabenablauf

Das erste Kapitel besitzt die zentrale Funktion, die Aufgabenstellung (siehe Abschnitt 1.1) des BioJetFuel-Projekts in kurzer Form darzustellen. Von dieser Aufgabenstellung wurde ein Projektstrukturplan abgeleitet, welcher in Abschnitt 1.2 vorgestellt wird. Die erfolgte Zusammenarbeit wird durch eine Übersicht der Projekttreffen in Abschnitt 1.3 kurz aufgezeigt.

1.1. Aufgabenstellung

Die technischen, wirtschaftlichen und sozialen Herausforderungen zur Erreichung der Klimaschutzziele sind immens, insbesondere für NRW als westeuropäisches Verkehrsdrehkreuz sowie als Standort energieintensiver Industrien. Die Umsetzung des beschlossenen Kohleausstieges und der Verzicht auf fossile Rohstoffe wird in den kommenden Jahrzehnten tiefgreifende Veränderungen mit sich bringen, die alle Bereiche des täglichen Lebens, der Wirtschaft und Sektoren (Energie, Verkehr, Industrie, Gewerbe, Haushalte) sowie der Infrastruktur und Landnutzung umfassen werden. Um Strukturbrüche sowie soziale und demographische Verwerfungen für die Menschen im Rheinischen Braunkohlenrevier und im Ruhrgebiet zu vermeiden, sind Wertschöpfungsketten und Industriearbeitsplätze mit hohem Qualifikationsniveau soweit wie möglich vor Ort zu erhalten und neue zu erschließen. Der gesellschaftlich angestrebte Wandel der Energie- und Rohstoffversorgung kann nur durch einen ganzheitlichen und alle Sektoren umfassenden Ansatz nachhaltig gelingen. Nachhaltigkeit beinhaltet hier nicht nur den Klimaschutz, sondern auch die Bewahrung der Lebensgrundlagen durch gesicherte Versorgung und sozialen Frieden auf Basis ökonomischer Leistbarkeit, Erhalt von Industrie und qualifizierten Arbeitsplätzen sowie Teilhabe an Mobilität und Zugang zu Gütern für alle Bevölkerungsschichten. Es ist unmittelbar einleuchtend, dass die möglichst weitgehende sektorenübergreifende Nutzung bestehender Industrie- und Transportinfrastruktur nicht nur die Umsetzung von Maßnahmen zum Klimaschutz beschleunigen, sondern auch die daraus resultierenden immens hohen volkswirtschaftlichen Kosten senken kann. Gleichzeitig besteht die Notwendigkeit, im zukünftigen, auf der fluktuierenden Stromerzeugung mittels Photovoltaik und Windkraft basierenden Energie- und Rohstoffversorgungssystem, große Mengen an Energie kurz- und langfristig zu speichern und über große Entfernungen zu transportieren. Flüssige synthetische Treibstoffe, die aus biogenem CO₂ bzw. recyceltem Kohlenstoff und mittels erneuerbaren Stroms hergestelltem Wasserstoff gewonnen werden, stellen ein wichtiges Bindeglied zwischen den Sektoren dar. Der synthetische Treibstoff Methanol und hochwertige Kohlenwasserstoffe sind sektorenübergreifend einsetzbare, chemische Langzeitenergiespeicher mit deutlich höherer Energiedichte als gasförmige Energieträger wie z.B. Methan oder H₂. Durch die Substitution fossiler Energieträger tragen sie

zum Klimaschutz bei und ermöglichen gleichzeitig eine bessere Ausnutzung der Anlagen zur erneuerbaren Stromerzeugung. Da diese synthetischen Treibstoffe zudem schwefel-, stickstoff- und aromatenfrei sind, lassen sich mit ihnen auch die Schadstoffemissionen von SO_x , NO_x und Ruß bei der Verbrennung in Motoren und Triebwerken reduzieren oder gar ganz vermeiden. Synthetische Treibstoffe bieten sich gerade zur vergleichsweise schnellen Emissionssenkung großer Teile des Fern- und Güterverkehrs (Luftfahrt, Schwerlast, Schiffsverkehr) an, für die eine direkte Elektrifizierung grundsätzlich oder auf unabsehbare Zeit technisch und wirtschaftlich nicht realisierbar ist.

Ziel des Projektes ist es, die grundsätzliche Machbarkeit einer Demonstrationsanlage im Rheinischen Revier zur Herstellung regenerativer synthetischer Treibstoffe auf Basis von biogenen Brennstoffen bzw. CO_2/CO und regenerativem H_2 zu untersuchen. Das Potenzial der demonstrierten Technik soll als Blaupause für intelligent angewandte Sektorenkopplung über die Grenzen von NRW hinaus und zur Stärkung der Revierregionen ausgelotet werden.

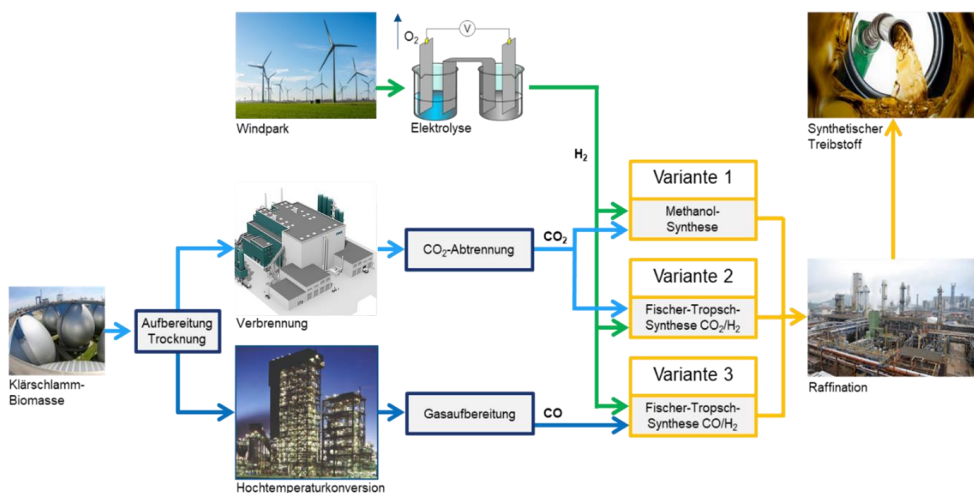
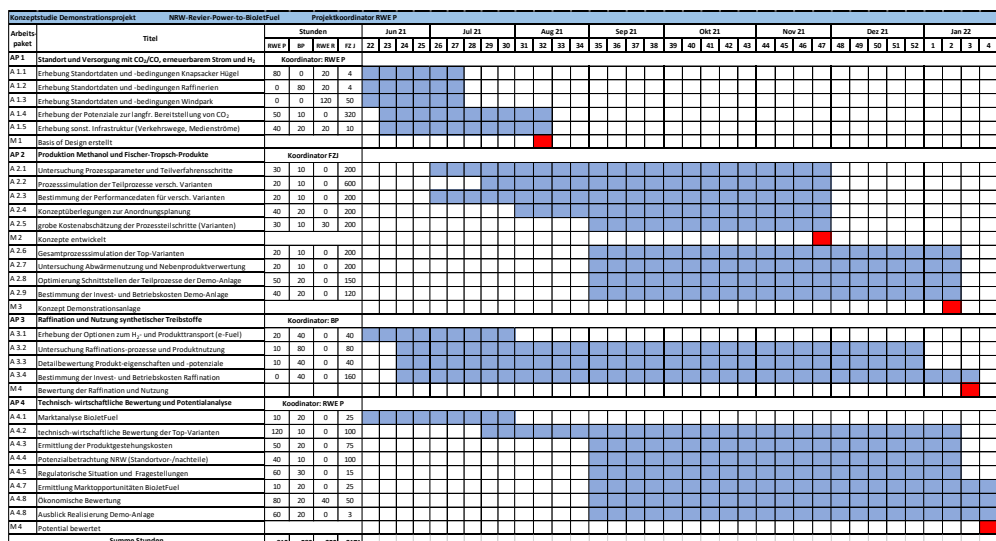


Abbildung 1.1: Im NRW-Revier-Power-to-BioJetFuel-Projekt untersuchte Varianten zur Herstellung von nachhaltigem eFuel.

Die Herstellung von Methanol bzw. Fischer-Tropsch-Produkten (FT-Produkte) soll an einem RWE-Standort in NRW erfolgen, ebenso wie die Veredelung bzw. Weiternutzung in Raffinerieanlagen der BP Europa. Als Kohlenstoffquelle werden sowohl Klärschlamm- als auch Müllverbrennungsanlagen mit CO_2 -Abtrennung aus dem Abgas und die Klärschlamm-Hochtemperaturkonversion (Vergasung) mit den Einsatzstoffen Klärschlamm und Restmüll vorgesehen und hieran anschließend drei Hauptprozessvarianten zur Synthese (siehe Abb. 1.1) untersucht. Als Wasserstoffquellen werden die H_2 -Bereitstellung mittels Elektrolyse (alkalisch

Für ein Demonstrationsprojekt sollen die Investitions-, Betriebs- und Produktgestehungskosten auf Basis von Prozessanalysen und des ermittelten Power-to-Liquid Wirkungsgrades abgeschätzt werden. Auch soll der CO₂-Fußabdruck des regenerativen synthetischen Treibstoffes abgeschätzt werden. Weiter soll eine Potenzialeinschätzung die nutzbaren CO₂-Punkt-Quellen in NRW (z. B. Klärschlamm, Müllverbrennung), Erneuerbare Energien und die nutzbare H₂-Infrastruktur aufzeigen, und beleuchten, welchen Beitrag die Produktion von synthetischen Treibstoffen industriepolitisch bzw. sozioökonomisch für die Revierregionen und NRW leisten kann. Voraussetzung für das Projekt war die hier realisierte, besonders günstige Kombination des Know-hows der beteiligten Partner BP Europa, Forschungszentrum Jülich, RWE Power und RWE Renewables entlang der gesamten Wertschöpfungskette, die umfangreiche Erfahrung mit technisch-wirtschaftlichen Prozessanalysen und FuE-Pilotvorhaben zu e-Fuels aufweisen sowie die genaue Kenntnis des Kraftstoffmarktes haben.

Die Gesamtprojektlaufzeit für die Konzept- und Potenzialstudie betrug acht Monate. Der abgebildete Projekt-Meilensteinplan stellt die Bearbeitungszeiträume der Arbeitspakete 1 bis 4 (AP 1 bis AP 4) dar.



Das Projekt verlief trotz Covid-19-bedingter Einschränkungen hinsichtlich der Durchführbarkeit von Präsenzveranstaltungen planmäßig. Offizieller Projektstart war der 01.06.2021. Ende Januar 2022 wurde die inhaltliche Bearbeitung des Projektes nach 8 Monaten bis auf abschließende Sensitivitätsbetrachtungen und die finalen Auswertungen der Wirtschaftlichkeitsrechnungen abgeschlossen. In den folgenden zwei Monate wurden die Ergebnisse des Projektes zusammengefasst und der Abschlussbericht (Konzept- und Potenzialstudie) am 14.04.2022 fertiggestellt.

Die finanziellen Mittel der Projektpartner für die Durchführung dieser Konzept- und Potenzialstudie waren auskömmlich.

1.3. Zusammenarbeit und Projektsteuerung

Die Projektkoordination wurde von RWE P wahrgenommen. Diese beinhaltete die Organisation und Steuerung des Projektes, die Kommunikation mit dem MWIDE und dem Projektträger, die Termin- und Erfolgskontrolle sowie die Nachsteuerung.

Die Partner haben die Arbeitspakete entsprechend der im Förderantrag vorgelegten Vorhabensbeschreibung und des Meilensteinplans untereinander aufgeteilt und bearbeitet. Um einen regelmäßigen und intensiven Austausch zwischen den Partnern sicherzustellen, wurden im Rahmen der Projektsteuerung die folgenden Maßnahmen etabliert:

- Ein elektronischer Teamordner zum Austausch von Unterlagen und Daten sowie zur gemeinsamen Bearbeitung von Dokumenten wurde eingerichtet (geschützter Bereich im System IBM Connect von RWE P).
- Monatliche Projektgespräche mit allen beteiligten Projektpartnern wurden vorbereitet, durchgeführt und nachbereitet.
 - 1. Projektgespräch / Kick-off-Meeting am 05.05.21 (Web-Konferenz)
 - 2. Projektgespräch am 02.06.21 (Web-Konferenz)
 - 3. Projektgespräch am 07.07.21 am Knapsacker Hügel
 - 4. Projektgespräch am 04.08.21 bei BP in der Raffinerie Scholven
 - 5. Projektgespräch am 01.09.21 im Forschungszentrum Jülich (FZJ)
 - 6. Projektgespräch am 06.10.21 (Web-Konferenz)
 - 7. Projektgespräch am 03.11.21 (Web-Konferenz)
 - 8. Projektgespräch am 01.12.21 (Web-Konferenz)
 - 9. Projektgespräch am 12.01.22 (Web-Konferenz)
 - 10. Projektgespräch am 02.02.22 (Web-Konferenz)

- Wöchentliche Telefonkonferenzen mit allen Projektteilnehmern, sog. „Weekly Updates“, dienten der übergeordneten Projektkoordination bzgl. Organisation, dem Informationsaustausch, der Synchronisation der Arbeiten zwischen den Arbeitspaketen und dem Austausch der wesentlichen Ergebnisse aus den einzelnen Arbeitspaketen.
- Zusätzliche themenspezifische Arbeitsgespräche fanden anlassbezogen unter Beteiligung von Experten aus dem Kreise der Partner insbesondere zu Standort- und Schnittstellenfragen, zur Bestimmung der Konzeptvarianten, zur Transportlogistik, zum Raffinationsprozess und zu den Festlegungen von Randbedingungen und Daten für die Wirtschaftlichkeitsberechnungen statt.

Als Vertreter des Projektträgers („PTJ“) hat Herr Dr. Timur Galiullin am 5. und 9. Projektgespräch teilgenommen, um sich im direkten Austausch ein Bild über den Fortschritt des Projektes zu machen. Am 30.09.2021 wurde darüber hinaus ein Zwischenbericht beim PTJ eingereicht.

2. Durchführung des Vorhabens

Die Durchführung des Vorhabens beinhaltet alle wesentlichen Arbeitsschritte und Ergebnisse des BioJetFuel-Projekts. Eine kurze Beschreibung der einzelnen Arbeitspakete in Abschnitt 2.1 vervollständigt die organisatorische Darstellung des Projekts. Die Grundlagen für die Planungen werden durch die Standortuntersuchungen in Abschnitt 2.2 gelegt. Die technischen Analysen zu den Verfahrensrouten (siehe Abschnitt 2.3), der Raffination der Rohprodukte (siehe Abschnitt 2.4) sowie die ökonomische Bewertung (siehe Abschnitt 2.5, 2.6 und 2.7) sind ebenfalls in dieses Kapitel eingebunden.

2.1. Beschreibung der Arbeitspakete (AP)

Im Rahmen von **AP 1, „Standort und Versorgung mit CO₂/CO, erneuerbarem Strom und H₂“**, erfolgte die Identifikation, Bestandsaufnahme und Bewertung potenziell geeigneter Industriestandorte in NRW hinsichtlich deren Eignung für ein Demonstrationsprojekt zur Produktion von synthetischen Treibstoffen, bestehend aus den Anlagenteilen regenerative Stromerzeugung, CO/CO₂-Bereitstellung, H₂-Bereitstellung, Methanol- oder Fischer-Tropsch-Synthese, Transportlogistik und Raffinationsprozess/Produktaufbereitung.

In **AP 2, „Produktion Methanol und Fischer-Tropsch-Produkte“**, wurden auf Basis der Prozesssimulationen für die Methanol-Synthese in Kombination mit einer Methanol-to-JetFuel-Synthese („Methanol-to-Kerosene“, „MtK“) sowie für die beiden Fischer-Tropsch-Syntheseverarianten (CO₂/H₂, Synthesegas/H₂) die Syntheseanlagenkonzepte skizziert und die Design- und Performancedaten ermittelt (z. B. Anlagenkonfigurationen und -größen, Ein- und Ausgangsströme, Kosten, Rohproduktzusammensetzung und -reinheit). Zudem wurden Abwärme und Nebenproduktströme durch die Simulationen quantifiziert. Neben der theoretischen Betrachtung von zwei Greenfield-Varianten wurden für die beiden Top-Standorte mehrere spezifisch angepasste Konzeptkonfigurationen erarbeitet.

AP 3, „Raffination und Nutzung synthetischer Treibstoffe“, befasste sich mit dem Transport der Rohprodukte in die Raffinerie, der Veredelung und der Nutzung der Rohprodukte an Raffinerie-Standorten von BP in NRW. Es wurden die Performancedaten und der anlagentechnische Aufwand für die Raffination und Produktaufbereitung der Treibstoffe ermittelt.

Mit **AP 4, „Technisch-wirtschaftliche Bewertung und Potenzialanalyse“**, wurden schließlich auf Basis der Untersuchungsergebnisse von AP 1 bis AP 3 Gesamtprozess-Performancedaten ermittelt, sowie die Kosten für die Integration der Anlagen in die Infrastruktur der betrachteten Standorte sowie die Errichtung und den Betrieb der Anlagen kalkuliert. Es

wurde ein Vergleich der wesentlichen Hauptkonzeptvarianten durchgeführt. Neben der technischen Machbarkeit standen hier insbesondere die Produktgestehungskosten, die Produktqualität und die Einsatzmöglichkeiten im Vordergrund. Neben den Kosten einer Demonstrationsanlage wurden auch die Potenziale für weitere Anlagen in NRW im Mittelfristzeitraum bis 2035 ermittelt, insbesondere in Abhängigkeit von auch zukünftig vorhandenen, möglichst biogenen CO₂-Punktquellen (z. B. Klärschlamm-, Müllverbrennungsanlagen, Zementwerke) und der Verfügbarkeit von grünem Strom / grünem Wasserstoff.

Obgleich synthetische Treibstoffe einen sehr geringen CO₂-Fußabdruck aufweisen können, der im Projekt ebenfalls für die verschiedenen Varianten abgeschätzt wurde, werden sie bisher nicht wie andere Maßnahmen zum Klimaschutz eingestuft und gefördert. Diese Studie zeigt bestehende regulatorische Hemmnisse ebenso auf wie Optionen zu ihrer Beseitigung.

2.2. Standortuntersuchungen

Die Untersuchungen zu möglichen Standorten für ein Demonstrationsprojekt zur Produktion von synthetischen Treibstoffen umfassten im Wesentlichen die im Rahmen des Arbeitspakets 1 durchgeführten Arbeiten. Dies sind die Erhebungen von Standortdaten und -bedingungen, wie zum Beispiel zur Bereitstellung von CO₂/CO, von erneuerbarem Strom und Wasserstoff, die Verfügbarkeit von geeigneten Baufeldern, die Nutzbarkeit von vorhandener Infrastruktur (Brownfield-Effekte), Transporteinrichtungen und -voraussetzungen sowie die Eignung der verfügbaren Raffinerien zur Weiterverarbeitung der hergestellten Edukte.

2.2.1. Erhebung Standortdaten und -bedingungen CO₂-/CO-Quelle / Elektrolyseur / Synthese

Die Standortdaten und -bedingungen für eine geeignete CO₂- bzw. CO-Quelle, die Bereitstellung von Wasserstoff (z. B. über einen Elektrolyseur oder Anschluss an eine H₂-Pipeline) und die Synthese wurden zunächst losgelöst von der Möglichkeit zur Errichtung einer regenerativen Stromerzeugungsanlage und der Anbindung an eine Raffinerie erhoben und bewertet.

- [Knapsacker Hügel, Hürth](#) ①
- KW Weisweiler ②
- KW Niederaußern ③
- KW Neurath ④
- KW [Karnap](#), Essen ⑤
- KW Westfalen, Hamm ⑥
- KW [Gersteinwerk](#) ⑦
- BP Raffinerien Gelsenkirchen ⑧

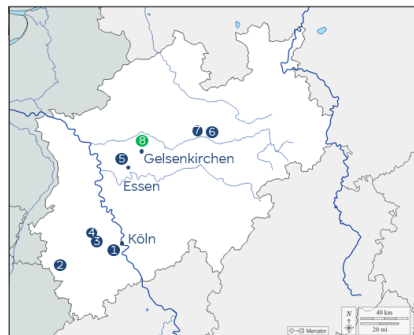


Abbildung 2.1: Im Projekt untersuchte RWE-Standorte

Neben dem bereits im Förderantrag in Betracht gezogenen RWE-Standort Knapsacker Hügel westlich von Köln wurden im Rahmen der Standortbewertung weitere potenziell geeignete Brownfield-Standorte von RWE Power und RWE Generation in Nordrhein-Westfalen für die Errichtung und den Betrieb einer Demonstrationsanlage zur Herstellung von synthetischen Treibstoffen untersucht (siehe Abb. 2.1).

Anhand eines eigens hierfür konzipierten Kriterienkatalogs (siehe Abb. 2.2) wurden die Standorte unter Zuhilfenahme interner RWE-Standortstudien sowie mit Hilfe von Vor-Ort-

Befragungen mit den Experten der in Frage kommenden Standorte mittels eines Punktesystems bewertet. Von besonderer Bedeutung war hierbei die projektseitige Festlegung, das benötigte CO₂-/CO aus langfristig verfügbaren Punktquellen zu beziehen und CO₂-Punktquellen ohne beträchtlichen biogenen Anteil für die betrachteten Syntheserouten auszuschließen. Aufgrund dieser Festlegung wurden konventionelle Kraftwerksstandorte bei der Standortauswahl nicht berücksichtigt.

Mindestanforderung/Kategorie	Fragestellung
Standortgenehmigung / Betriebsgenehmigungen Bestandsblöcke / -anlagen	Sind die Standorte genehmigungsrechtlich für eine Nachnutzung geeignet? Welche Synergien sind langfristig nutzbar?
Nähe / Verfügbarkeit CO ₂ -Punktquelle(n)	Gibt es eine möglichst biogene CO ₂ -Punktquelle, aus der eine ausreichende Menge CO ₂ entnommen werden kann?
Verfügbares Baufeld / Baufeldgröße	Sind die verfügbaren Baufelder hinreichen groß?
Netzanbindung (Hoch- / Mittelspannung)	Sind Hoch- und Mittelspannungs-Schaltanlagen in der Nähe und verfügbar?
Gleisanschluss / Möglichkeit einer Produkt-Verladestation	Gibt es Transportmöglichkeiten über Schiene oder Wasserwege?
Straßenanschluss / Schwerlastverkehr	Ist der Straßenanschluss gut und für Schwerlastverkehr geeignet?
Nähe / Anschlussmöglichkeiten H ₂ -Pipeline	Kann mittelfristig H ₂ über eine Pipeline bezogen werden?
Wasserversorgung (Kühlwasser, VE-Wasser)	Sind Kühl- und VE-Wässer in ausreichender Menge verfügbar
Wärmeversorgung	Kann Wärme in bestehende Wärmesysteme eingeleitet bzw. entnommen werden?
Abwasserreinigung / -entsorgung	Können Abwässer gereinigt bzw. entsorgt werden?
Verwaltung / Werkstätten / Lager	Sind weitere Brownfield -Synergien nutzbar?
Genehmigungspotenzial	Welche Hürden sind in einem Genehmigungsverfahren zu erwarten?
Verfügbarkeit Betriebspersonal	Kann eine kompetente Betriebsmannschaft bereitgestellt werden?

Abbildung 2.2: Entscheidungskriterien für die Bewertung der RWE-Standorte.

Als Ergebnis der bei RWE Power durchgeführten Standortbewertung gingen zwei Standorte als Sieger hervor: der Knapsacker Hügel bei Hürth und das Müllheizkraftwerk (MHKW) Essen-Karnap. Beide Standorte weisen gute bis sehr gute Bewertungen bei allen beurteilungsrelevanten Entscheidungskriterien auf. Sie zeichnen sich vor allem durch verfügbare Industrieflächen, eine vielfältige und vorhandene bzw. nutzbare Infrastruktur sowie ein insgesamt positiv beurteiltes Genehmigungsumfeld aus. Die Standortsynergien bergen ein erhebliches Potenzial für technisch-wirtschaftliche Optimierungen (CAPEX, OPEX) auf dem weiteren Projektentwicklungs- und -realisierungspfad.

Knapsacker Hügel

Der RWE Power Standort Knapsacker Hügel im Westen des Kölner Ballungsraums ist substanzieller Teil und Partner des Industriestandortes Hürth-Knapsack. Das Kraftwerk Knapsacker Hügel umfasst die Betriebsteile Berrenrath und Goldenberg, wobei beide Betriebsteile über einen internen Dampfverbund (17 bar und 3,2 bar) verfügen. Dieser Dampf wird zum Teil an den Technologie- und Chemiapark Knapsack und die benachbarte Papierfabrik der UPM Communication Papers geliefert, sowie zur Fernwärmeerzeugung der Stadtwerke Hürth bereitgestellt.

Im Betriebsteil Berrenrath wird Braunkohlenstaub (Lignite Energy Pulverized) für

Industriekunden erzeugt.

Die hierfür benötigte Energie wird in bis zu 4 Dampferzeugern produziert, der Anteil des CO₂ aus fossilen Brennstoffen (Rohbraunkohle) wird durch den Einsatz (anteilig-) biogener Brennstoffe (Klärschlamm, Papierschlamm, naturbelassenes Holz, Altholz) verringert.

Neben den bestehenden Anlagen ist der Standort im Genehmigungsprozess einer Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage mit einer Kapazität von bis zu 2 x 180.000 t/a Klärschlamm Originalsubstanz und ist als „Carbon Capture Ready“-Anlage konzipiert.

Im Verbund des benachbarten Chemieparks sind weitere Unternehmen angesiedelt, aus deren Industrieanlagen bis zu 600.000 t/a grünes CO₂ genutzt werden kann.

Durch den langjährigen Betrieb des Standortes und die zahlreichen umgesetzten Innovationsprojekte (Biomasseaufbereitungshalle, Klärschlamm Trocknungsanlage) verfügt die RWE Power über umfassende Kenntnisse der genehmigungsrechtlichen Rahmenbedingungen.

Die infrastrukturellen Rahmenbedingungen durch die Medienversorgung: Wasser, Gas und perspektivisch H₂ (im Rahmen des Herkules-Projektes), sowie die Möglichkeit eines Grünstromimportes ermöglichen die Entwicklung neuer Produkte aus Kohlenstoff.

Die sehr gute logistische Anbindung an die Straße (A1-Anbindung ohne Querung bewohnten Gebietes) und die zwei bestehenden Bahnbindungsmöglichkeiten (RWE-Netz und öffentliches Netz), bieten zu den Anbindungen an die Medien weitere Möglichkeiten, die Wertschöpfungskette der Wasserstoffstrategie zu unterstützen.

MHKW Essen-Karnap

Das Müllheizkraftwerk (MHKW) Essen-Karnap ist integraler Bestandteil zur Verwertung von Siedlungsabfällen aus dem eine Million Einwohner starken Ballungsraum im mittleren Ruhrgebiet. Allein die Abfälle der Städte Essen, Bottrop und Gelsenkirchen benötigen einen Anteil von ca. 50% an der gesamten im MHKW vorhandenen Veraschungskapazität von 745.000 t Abfällen pro Jahr. Neben den kommunalen Abfällen werden hausmüllähnliche Gewerbeabfälle und Klärschlämme verwertet. Mit seiner Veraschungskapazität, verteilt auf vier Verbrennungslinien, zählt das MHKW Essen-Karnap zu den größten Anlagen in Deutschland. Ungefähr die Hälfte der verbrannten Abfälle sind biogenen Ursprungs.

Die bei der thermischen Verwertung der Abfälle anfallende Energie wird ressourcenschonend zur Fernwärme- und Stromerzeugung genutzt. Die in die Fernwärmeschiene Ruhr eingespeiste Fernwärmeleistung beträgt bis zu 130 MJ/s, die Stromerzeugungsleistung liegt bei maximal 48 Megawatt.

Das 1987 mit ursprünglich drei Verbrennungslinien in Betrieb genommene Müllheizkraftwerk

hat das in den 1930er Jahren errichtete Steinkohlenkraftwerk am selben Standort ersetzt. Dort wurden bereits seit 1963 Abfälle mitverbrannt. Der Standort Essen-Karnap ist sowohl in der Stadt Essen als auch in der Emscherregion des mittleren Ruhrgebiets seit über 80 Jahren tief verwurzelt. Die 1993 erfolgte Erweiterung des MHKW Essen-Karnap um eine vierte Verbrennungslinie sowie die umfangreiche Nachrüstung der Rauchgasreinigungsanlage im Jahr 1995 mit einem Aktivkohlefilter und einem Katalysator waren wesentliche Meilensteine in der Entwicklung des Standorts. Das dem heutigen Stand der Technik entsprechende Abgasreinigungssystem zählt noch heute zu den effektivsten Anlagen in Deutschland, was im Jahr 2016 in einem Vergleich des Ministeriums für Klimaschutz, Umwelt, Landwirtschaft, Natur- und Verbraucherschutz NRW bestätigt wurde.

Der Standort des MHKW Essen-Karnap ist mit seiner unmittelbaren Nähe zu den Bundesautobahnen A42 und A2 sowohl an das überregionale Fernstraßennetz als auch mit seiner direkt angrenzenden Lage an die Bundesstraße B224 mit der von dieser abgehenden Zufahrtsmöglichkeit zum MHKW verkehrstechnisch hervorragend angebunden.

2.2.2. Erhebung Standortdaten und -bedingungen Raffinerien

Das Raffinerie- und Petrochemiegeschäft der BP ist breit aufgestellt: Das Unternehmen ist Eigentümer und Betreiber des Raffinerie- und Petrochemiestandortes in Gelsenkirchen mit den Werken Horst und Scholven und der Raffinerie in Lingen.

Mit den Werksteilen in Scholven und Horst gehört der Standort Gelsenkirchen zu den größten Raffinerien in Deutschland. Pro Tag können insgesamt 250.000 Barrel Rohöl verarbeitet werden. Ca. 70 % der entstehenden Produkte sind Kraft- und Brennstoffe, wobei der Schwerpunkt auf der Produktion von Mitteldestillaten liegt. Petrochemische Vorprodukte, Methanol und Petrolkoks runden das Portfolio ab. Die Werksteile sind ca. 10 Straßenkilometer voneinander entfernt und verfügen über Pipelines, Gleisanschlüsse sowie Tankwagen- und Kesselwagenverladestellen. Der Standort Horst liegt am Stadthafen Gelsenkirchen und hat somit Zugang zum Rhein-Herne-Kanal. Ca. 51 % der Raffinerieprodukte gelangen per Schiff zum Kunden, 38% per Pipeline und nur ein kleiner Teil per Bahn (2 %) oder Tankwagen (9 %). Die für die Studie relevanten Anlagenteile (Methanolproduktion, Hydrocracker) befinden sich im Werkteil Scholven. Beim Hydrocracken handelt es sich um ein katalytisches Spaltverfahren in Gegenwart von Wasserstoff bei einem Druck von 100 bis 150 bar, das eine sehr weitgehende Umwandlung des Einsatzproduktes ermöglicht. Das Hydrocracken hat den Vorteil, dass sich je nach Katalysator und Betriebsbedingungen die erwünschte Ausbeute in bestimmte Richtungen verschieben lässt. So kann man im Hydrocracker entweder fast überwiegend Benzin oder überwiegend Dieselmotorkraftstoff und leichtes Heizöl bei gleichzeitig geringem Benzinanteil gewinnen. Die HC-Anlage der BP Raffinerie in Gelsenkirchen kommt bei einer

Verarbeitungskapazität von rund 8.000 Tonnen täglich auf einen Durchsatz von rund drei Millionen Tonnen Gasöl pro Jahr.

Das Werk in Lingen ist der einzige Raffineriestandort in Niedersachsen und hat eine Gesamtverarbeitungskapazität von 95.000 Barrel Rohöl pro Tag. Ca. 88 % der entstehenden Produkte sind Kraft- und Brennstoffe. Der Schwerpunkt liegt ebenfalls auf den Mitteldestillaten, insbesondere auf Diesel. Des Weiteren werden Petrochemische Vorprodukte und geringe Mengen Flüssiggas produziert. Der Hydrocracker der BP Raffinerie in Lingen verarbeitet rund 1,5 Millionen Tonnen Gasöl pro Jahr. Die Transportmöglichkeiten sind ähnlich wie am Standort Gelsenkirchen. Ca. 43 % der Raffinerieprodukte gelangen per Tankwagen zum Kunden, 30 % per Schiff, 24 % per Bahn und nur ein geringer Teil per Pipeline (2 %). Nach jetzigem Stand ist Co-Processing von 5 Vol.-% FT Biocrude für die Herstellung von Flugkraftstoff zugelassen, eine Erweiterung der Zulassung auf bis zu 30 Vol.-% Co-processing ist in Vorbereitung. Wenn man davon ausgeht, dass die Dichten der FT Wachse und der verwendeten Gasöle annähernd gleich sind, könnte der Hydrocracker in Lingen ca. 75 kt FT Wachs pro Jahr mitverarbeiten, der Hydrocracker in Gelsenkirchen in etwa das Doppelte. Für die Durchführung des Hydrierungsschritts im Methanol-to-Kerosin-Prozess (MtK) sind die Hydrocracker an beiden Raffineriestandorten nicht geeignet. Der MtK Ansatz ist also im Wesentlichen eine Greenfield-Variante, es sei denn, man würde das CO₂ direkt zur Methanolproduktion in Gelsenkirchen nutzen. Die Raffinerien in Lingen und Gelsenkirchen sind Teil des GetH₂ Nukleus-Projektes, an dem die Partner BP und RWE (hier: RWE Generation SE) ebenfalls beteiligt sind. Langfristig ist also eine Versorgung der Hydrocracker mit grünem Wasserstoff per Pipeline in Sicht.

2.2.3. Erhebung Standortdaten und -bedingungen Windpark

Seitens RWE Renewables („RWE R“) erfolgte die Sammlung, Untersuchung sowie Festschreibung der Standortbedingungen für die Errichtung eines Windparks und/oder von Photovoltaik-Anlagen im Rheinischen Revier sowie ggf. anteilig in Norddeutschland zur Versorgung der Demonstrationsanlage mit erneuerbarem Strom. Die Analyse umfasst die Dynamik, erzielbare Volllaststunden und Anschlussoptionen an Stromleitungstrassen.

RWE R untersuchte zunächst im Umkreis von 30 Kilometern für die infrage kommenden Elektrolyseur- und Synthese-Standorte potenzielle Flächen für:

- Windenergie
- Photovoltaik
- Photovoltaik auf Wasserflächen.

Dabei konnten im definierten Umkreis um den bestgeeigneten Standort Knapsacker Hügel verschiedene potenzielle Standorte zur Erzeugung regenerativen Stroms ermittelt werden.

Direkt auf dem Gelände könnten Windenergieanlagen (WEA) mit einer geschätzten Nennleistung von ca. 60 MW errichtet werden (siehe Abbildung 2.3).



Abbildung 2.3: Potenzielle Flächen für Stromerzeugungsanlagen auf Basis von Windenergie und Photovoltaik im Umfeld des Knapsacker Hügels (rot-umrandete Zone) und eine exemplarische Anordnung von Windkraftanlagen

RWE R untersuchte zudem das Potenzial für Photovoltaikanlagen auf Freiflächen, u. a. auch zahlreichen Wasserflächen, die für schwimmende Photovoltaikanlagen geeignet sind. Mit einer Fachfirma wurde eine Potenzialanalyse zur Errichtung von Windenergieanlagen („WEA“) in der Umgebung zu den Standorten beauftragt. RWE R geht mit Stand heute von einem Potenzial zur Erzeugung regenerativen Stroms in der unmittelbaren Umgebung des Knapsacker Hügels aus, das es ermöglicht, das Projekt jährlich mit mindestens 150 GWh elektrischer Energie aus verschiedenen Quellen zu beliefern. Voraussetzung für die Realisierung des Windparks ist die Herstellung des notwendigen Planrechtes inklusive einer Ausnahmegenehmigung zur Beplanung von Waldflächen. Die übliche Dauer eines Planfeststellungsverfahrens voraussetzend, sollte der Windpark 2025/2026 in Betrieb genommen werden können.

Von RWE R wurden zwei Datensätze eines realen Windparks an das FZJ übermittelt. Der erste Datensatz beinhaltet die Ausgangsleistung des Windparks von '2017-12-31 23:00:00' bis '2020-05-22 22:00:00' in 15-Minuten-Abschnitten (83805 Zeilen), während der zweite Datensatz, unter anderem die Leistung und Windgeschwindigkeit der einzelnen neun WEAs in 10-Minuten-Abschnitten von '2017-12-31 23:00:00' bis '2020-04-07 23:00:00' beinhaltet. Die verwendeten WEAs sind vom Typ Senvion 3.2M114. Diese Daten sowie stündliche Winddaten des Deutschen Wetterdienstes am Standort Nörvenich wurden vom FZJ untersucht. Die

unterschiedlichen Datensätze wurden mit der Entwicklungsumgebung Jupyter Notebook analysiert. Am FZJ existierte vor diesem Projekt bereits ein Modell, über welches unter anderem aus Winddaten mögliche *Power-to-Liquid* (PtL)-Kapazitäten sowie die erforderliche Wasserstoffspeichergröße berechnet werden kann. Die von RWE R übermittelten Datensätze wurden als Input für das Modell vorbereitet. Des Weiteren wurde das Modell entsprechend an die neuen Eingangsdaten angepasst. In der Umgebung des MHKW Essen-Karnap bestehen aufgrund der dichten Bebauung im Umfeld des Standortes wenig Möglichkeiten für eine nennenswerte eigenständige regenerative Stromerzeugung. Aus diesem Grunde wird in der Studie für diesen Standort ein Bezug des benötigten grünen Stroms aus einem Offshore-Windpark sowie aus dem Stromnetz angenommen.

2.2.4 Erhebung sonstige Infrastruktur (Verkehrswege, Medienströme)

Die für die Prozesssimulationen und Konzeptplanung der betrachteten eFuels-Routen notwendigen Parameter wurden standortspezifisch erfasst (z. B. Stoffströme, Anlagengrößen, Rauchgaszusammensetzung, spezifische Energieverbräuche, etc.). Untersucht wurden neben der Komponentenanordnung insbesondere die Medienversorgung (Kühl-, Demineralisiertes Wasser und Prozesswasser, Prozessdampf), Fragestellungen bezüglich der Abwasserbehandlung und genehmigungsrechtliche Aspekte. Spezielle Möglichkeiten zum Mediaustausch mit dem benachbarten Chemiepark (z. B. Nutzung vorhandener Fackeln, Abwärmenutzung, Abwasseraufbereitung) wurden zunächst nur qualitativ berücksichtigt. Die beiden von RWE Power identifizierten möglichen Anlagen-Standorte für die CO₂-Wäsche, die H₂-Produktion und die Synthese in Knapsack und Essen-Karnap verfügen derzeit über keine Anbindung an das H₂-Pipelinennetz. Ein solcher Anschluss wird voraussichtlich erst in den nächsten 5 bis 10 Jahren stattfinden. Es sollte daher unter der Maßgabe einer kurz- bis mittelfristigen Projektrealisierung zunächst mit einer Wasser-Elektrolyseanlage an den Standorten geplant werden. Während hierfür am Knapsacker Hügel ausreichend Flächen bereitgestellt werden können, sind die als Aufstellungsort verfügbaren Flächen am Standort Essen-Karnap sehr begrenzt. Die Versorgung mit Betriebsmitteln (Dampf auf unterschiedlichen Temperatur- und Druckstufen, Demineralisiertes Wasser, Kühlwasser, etc.) ist an beiden Standorten gegeben.



Abbildung 2.4: Luftbild BP-Standort Gelsenkirchen Horst und des RWE Standortes Essen Karnap

Für den Produkttransport hin zur Raffinerie Gelsenkirchen bietet sich sowohl der Bahn- als auch LKW-Transport an, da die betrachteten Standorte über eine entsprechende Anbindung verfügen. Der Transport über den Wasserweg wäre nur für die Variante Essen-Karnap – Gelsenkirchen denkbar, da beide Standorte einen direkten Zugang zum Rhein-Herne-Kanal haben.

Auch wenn grundsätzlich die Infrastruktur, wie z. B. Gleisanschlüsse an den vorgenannten Standorten der Demonstrationsanlage sowie in beiden Raffinerien vorhanden sind, müssen Be- und Entladestellen für den Transport der Produkte gebaut bzw. für diesen Zweck modifiziert werden. Der RWE-Standort in Essen Karnap ist über die Straße nur ca. 12 km vom Werksteil Scholven und 5 km vom Werksteil Horst entfernt. Der Transport über die Straße oder per Pipeline bietet sich an. Darüber hinaus hat man eine gute Anbindung über den Rhein-Herne-Kanal (siehe auch Abbildung 2.4).

Der RWE Standort am Knapsacker Hügel ist über die Straße ca. 110 km vom Werksteil Scholven entfernt. Der Transport über die Schiene oder Straße bieten sich an. Eine Gleisanbindung ist vorhanden. Die Raffinerie Lingen ist über die Straße ca. 250 km vom Standort am Knapsacker Hügel und ca. 140 km vom Standort Essen-Karnap entfernt. Eine Anbindung an das Wasserstraßennetz ist über den Dortmund-Ems-Kanal gegeben.

Bei weitergehender Betrachtung der verschiedenen Transportoptionen erkennt man, dass der

Weg über die Straße bei höheren Produktionsmengen ineffizient und personalintensiv ist. Bei Produktionsmengen von 15t FT Wachs / Jahr müssten bereits mehr als 2 LKW pro Tag abgefertigt werden.

Tabelle 2.1: Produktionsmengen und notwendige Transportlogistik

Produktionsmenge kt/a	Tankwagen (TKW) pro Jahr	Kesselwagen pro Jahr	Schiffe pro Jahr 2 kt (1 kt)
15	750	300	7,5 (15)
20	1000	400	10 (20)
50	2500	1000	25 (50)
150	7500	3000	75 (150)
Max. T	Möglich, vergleichbar mit Bitumen	190 °C	160 °C – 200 °C
Zeit pro Wagen	25 Min (Bitumen)	2-2,5 h pro Wagen	

Bei einem Entladestrang sind 3 Kesselwagen pro Schicht entleerbar. Bei 11 Schichten pro Woche kommt man auf ~1.500 Wagen / Jahr.

Fazit Standortuntersuchungen:

Mit den Standorten Knapsacker Hügel und MHKW Essen konnten zwei Standorte in NRW identifiziert werden, die den Anforderungen für die Errichtung und den Betrieb einer industriellen Produktionsanlage zur Herstellung von grünem, synthetischem Treibstoff in allen wesentlichen Aspekten genügen. Aufgrund ihrer speziellen Merkmale wurden im weiteren Verlauf der Studie für beide Standorte spezifisch angepasste Konzepte entwickelt und untersucht.

Die Ergebnisse der Standortuntersuchungen bzw. des Arbeitspaketes AP 1 sind in eine sog. **Basis of Design** (Meilenstein M 1 gem. Meilensteinplan) eingeflossen und dienen der Zusammenstellung aller standortspezifischen, auslegungsrelevanten Informationen und Daten für die im Rahmen der weiteren Arbeitspakete durchgeführten Konzeptplanungen und Optimierungen. Die Basis of Design kann wiederum als Standort-Rahmenspezifikation für eine anschließende Projektentwicklung (zum Beispiel im Rahmen von Phase 2 des Projektes NRW-Revier-Power-to-BioJetFuel) herangezogen werden.

2.3. Verfahrensanalyse der PtL-Verfahrensrouten

Die in diesem Abschnitt beschriebene Verfahrensanalyse umfasst maßgeblich die Ergebnisse aus Arbeitspaket 2 zur technischen Bewertung der PtL-Verfahrensrouten. Die inhaltliche Struktur der Verfahrensanalyse beginnt mit der Beschreibung der angewendeten Methodik zur Verfahrensanalyse in Abschnitt 2.3.1. Abschnitt 2.3.2 stellt alle getroffenen Annahmen und Randbedingungen für die technische Analyse zusammen. Diese beiden Abschnitte legen die notwendige Grundlage für die Ausarbeitung der Verfahrensanalysen. Die Ergebnisse aus den Verfahrensanalysen werden aufgeteilt nach Greenfield- und Brownfield-Analysen in den Abschnitten 2.3.3 und 2.3.4 beschrieben. Eine Zusammenfassung und ein Vergleich der verschiedenen Verfahrensrouten wird anschließend in Abschnitt 2.3.5 ausgearbeitet. Der Abschnitt der Verfahrensanalyse wird durch die Konzeptüberlegung zur Anordnungsplanung in Abschnitt 2.3.6 geschlossen.

2.3.1. Methodik der Verfahrensanalysen

Für einen Vergleich der verschiedenen Verfahrensanalysen ist eine einheitliche Methodik zwingend erforderlich. Aus diesem Grund werden die grundsätzlichen Ansätze zur verfahrenstechnischen Analyse in diesem Abschnitt zusammengefasst dargestellt. In einem ersten Schritt werden in Abschnitt 2.3.1.1 die Systemgrenzen und Schnittstellen der Varianten definiert. Anschließend erfolgt in Abschnitt 2.3.1.3 eine kurze Darstellung zum Ansatz der Prozessoptimierung.

2.3.1.1. Definition der Systemgrenzen

Im Folgenden werden die einzelnen Bestandteile der PtL-Verfahrensrouten kurz vorgestellt und anschließend in die Systemgrenzen der Prozesssimulationen eingeordnet. Die Anlagen bzw. Verfahrensschritte sind Bestandteil der im AP 2 untersuchten Prozessketten zur Herstellung synthetischer Treibstoffe:

CO₂-Abtrennung

Die kosteneffektivste und ausgereifteste Technologie zur CO₂-Abtrennung aus Industrieabgasen ist die Aminwäschetechnik, die im Wesentlichen für Kohle- und Erdgas-kraftwerke entwickelt wurde und großtechnisch einsetzbar ist. Für die Auslegung der CO₂-Wäsche an die im Projekt untersuchten Klärschlamm- bzw. Müllverbrennungsanlagen, die sich ebenfalls durch sehr hohe Jahresvolllaststundenzahlen auszeichnen, kann hierauf gut aufgebaut werden.

Elektrolyse

Als Elektrolysesysteme für eine Demonstrationsanlage kommen grundsätzlich die alkalische Elektrolyse und die Polymerelektrolytmembranelektrolyse (PEM) in Frage. Die alkalische Elektrolyse wird seit geraumer Zeit für die industrielle Produktion von Wasserstoff aus Strom und Wasser eingesetzt. Existierende Elektrolysesysteme wurden bisher vor allem für einen kontinuierlichen Betrieb entwickelt. Der Betriebsdruck dieser Systeme ist meist atmosphärisch. Die Investitionskosten sind niedriger als bei der PEM-Elektrolyse, bei der eine für Wasserstoffprotonen durchlässige Membran als Elektrolyt fungiert. Auch die PEM-Technologie wird heute schon in Anwendungen bis in den MW-Bereich eingesetzt. Erste Anlagen mit einer Größe im zweistelligen MW-Bereich sind derzeit in Planung bzw. im Bau, so dass in dieser Studie beide Systeme betrachtet werden.

Hochtemperaturkonversion

Klassischer Ausgangsstoff für die Hochtemperaturkonversion (Vergasung) ist Kohle. Das Verfahren wurde seit den 1980er Jahren schrittweise auch für andere kohlen- und wasserstoffhaltige Abfall- und Reststoffe oder Biomassen qualifiziert. Bei der Hochtemperaturkonversion entsteht bei Temperaturen von bis zu 1500°C ein überwiegend aus CO und H₂ bestehendes Rohgas, dass in einer nachgeschalteten Gasaufbereitung von den für die weitere Nutzung schädlichen Nebenprodukten (Staub und schwefel-, halogen- und stickstoffhaltige Verbindungen) befreit und mittels geeigneter Katalysatoren in Folgeschritten zu den gewünschten hochwertigen Kohlenwasserstoffen umgesetzt wird (katalytische Synthese). Weltweit gibt es zahlreiche kommerziell realisierte Vergasungsanlagen, die zumeist in China zur Konversion von Kohle in chemische Rohstoffe und Energieträger gebaut wurden. Der Nachweis der großtechnischen Reife des Verfahrens erfolgte in Deutschland nach dem zweiten Weltkrieg u. a. zwischen 1986 und 1997 mit dem Betrieb der HTW-Demonstrationsanlage am RWE-Standort Berrenrath [1]. Hier wurden auch Kunststoff-Reststoffe als Einsatzstoff zur Produktion von Methanol eingesetzt. Die erste kommerzielle HTW-Großanlage zur Biomassevergasung wurde von Uhde 1988 in Oulu/Finnland in Betrieb genommen und setzte Torf als Rohstoff zur Erzeugung von Ammoniak ein [2]. Die Hochtemperaturkonversion von Klärschlamm stellt einen Sonderfall im Bereich der Abfallstoffnutzung dar. Klärschlamm enthält neben Kohlenstoff und inerter Asche auch Phosphor, der nach der im Oktober 2017 novellierten Klärschlammverordnung (AbfKlärV) ab 2029 zu großen Teilen zurückgewonnen werden muss. Die Hochtemperaturkonversion bietet das Potenzial, nicht nur den Kohlen- und den Wasserstoffanteil des Klärschlammes, sondern in ein und demselben Prozessschritt auch den Phosphor zu recyceln. In dieser Studie wurde eine Hochtemperaturkonversion unter Einsatz von Klärschlamm und Restmüll zur Produktion von Kerosin über die FT-Synthese betrachtet.

Fischer-Tropsch-Synthese aus CO und H₂ sowie CO₂ und H₂

Die Fischer-Tropsch-Synthese ist ein seit den 1930er-Jahren großtechnisch eingesetztes Verfahren zur Umwandlung von Synthesegas (CO/H₂-Gemischen) in flüssige Kohlenwasserstoffe oder Alkohole. Im Vergleich zu CO erfordert die Hydrierung von CO₂ zu hochwertigen Kohlenwasserstoffen zusätzlichen Wasserstoff, der letztendlich die chemische Energie für die Umwandlung unter Bildung von Wasser liefert. Die geringere Wärmefreisetzung der Gesamtreaktion von CO₂ im Vergleich zu CO erleichtert die Temperaturregelung in einem katalytischen Reaktor gegenüber der Verwendung von Synthesegas. Bisherige Ergebnisse zeigen, dass mit Eisen-Katalysatoren unter günstigen Bedingungen aus CO₂ dieselben organischen Produkte hergestellt werden können wie aus CO. Während für die konventionelle Fischer-Tropsch-Synthese aus Synthesegas eine Vielzahl von großtechnischen Verfahrensvarianten und Anbietern existieren, ist die Synthese aus CO₂ bisher auf den Labormaßstab beschränkt.

Methanolsynthese aus CO₂ und H₂

Mit einer weltweiten Jahresproduktion von rund 100 Millionen Tonnen ist Methanol eine der meisthergestellten organischen Chemikalien. Insbesondere in Asien ist in den vergangenen Jahren die Nachfrage an Methanol als Kraft- und Brennstoff deutlich gewachsen. Die konventionelle Herstellung von Methanol erfolgt vorwiegend aus Erdgas. Methanol hat ein breites Einsatzfeld als Plattformchemikalie. Nach der Europäischen Norm für Ottokraftstoffe EN 228 sind unter Zusatz von Stabilisierungsmitteln bisher maximale Zumischungen von 3 Vol.-% zum Kraftstoff zulässig, in Asien ist dieser Wert teilweise bereits deutlich höher. Methanol ist Ausgangsstoff für die Herstellung anderer Kraftstoffe und Kraftstoffzusätze (z. B. Methanol-to-Gasoline oder Methanol-to-Olefin). Bisher wurden nur wenige Pilot- und Demonstrationsanlagen gebaut und betrieben, die CO₂ als Rohstoff für die Methanolherstellung einsetzen (Mitsui Chemicals [3], Japan, 150 bis 160 t/a CO₂ aus einer Industrieanlage, 100 t/a Methanol, stoffliche Nutzung in der Chemie und CRI [4], Island, H₂-Elektrolyse mit 6 MW_{el}, 4.000 t/a Methanol). In Deutschland sind insbesondere die Projekte CO₂RRECT [5] (CO₂ Reaction Using Regenerative Energies and Catalytic Technologies; BMBF-gefördert, Partner u.a. RWE und Siemens) und MefCO₂ [6] (Methanol fuel from CO₂, EU-gefördert, Partner u. a. RWE, CRI und MHPS) zu nennen. Technologieanbieter in Deutschland sind u.a. Thyssenkrupp, Air Liquide und BASF.

Methanol-to-Kerosene

Der *Methanol-to-Kerosene*-Prozess bezeichnet die Synthese von Treibstoffen aus Methanol über die einzelnen Prozessschritte Alkensynthese aus Methanol über Zeolith-Katalysatoren, Oligomerisierung der Olefine und Hydrierung der Mitteldestillate zu Kerosin und Diesel [7, 8].

Verfahrenswege wurden von Lurgi und ExxonMobil seit den 1980er Jahren entwickelt [9-11]. Abbildung 2.5 zeigt alle im BioJetFuel-Projekt simulierten Prozesse mit ihren jeweiligen Schnittstellen zu Folge- oder Nachbarprozessen entlang der Versorgungsketten hin zu synthetischem Kerosin bzw. Benzin.

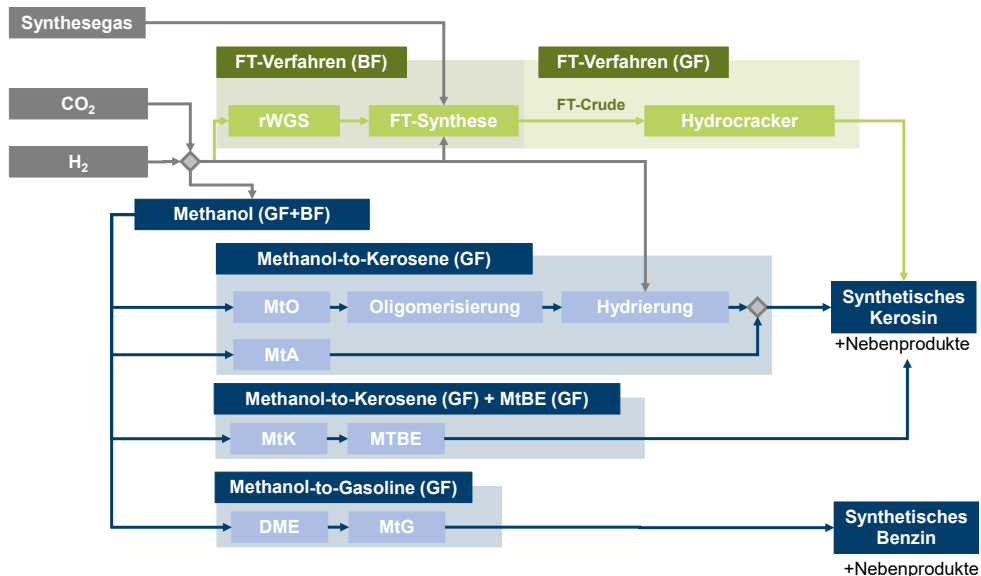


Abbildung 2.5: Darstellung der Verfahrensrouten und Prozesssimulationen im BioJetFuel-Projekt, farbige Grundierung zeigt in den Prozesssimulationen zusammengehörige Prozessketten

Die Bereitstellung von H₂ und CO₂ gilt für alle Varianten und Prozessanalysen als relevante Systemgrenze. Die primären Umwandlungsschritte wie rWGS oder Methanolsynthese sind in die Produktionsketten eingebettet werden. Für die Prozesssimulationen gelten die Randbedingungen der jeweiligen Varianten, welche unter Abschnitt 2.3.2 genauer definiert werden. Grundsätzlich können zwei alternative Verfahrenswege in Abbildung 2.5 ausgemacht werden.

Als erster möglicher Verfahrensweg bietet die Fischer-Tropsch Synthese unterschiedliche Routen an. Der typische Weg der Fischer-Tropsch Synthese führt zunächst über eine vorgeschaltete rWGS-Stufe, welche H₂ und CO₂ in ein CO-reiches Synthesegas umwandelt. Die anschließende FT-Synthese erzeugt ein Rohprodukt an verschiedenen Kohlenwasserstoffen („FT-Crude“). In den Brownfield-Varianten wird dieses FT-Crude zur Weiterverarbeitung in die Raffinerie nach Gelsenkirchen transportiert, d.h. für die Varianten V1a-FT und V2a-FT endet an dieser Stelle die Prozesssimulation. Die Greenfield-Variante schließt die Simulation eines an die Produktionskapazität der PtL-Anlage angepassten

Hydrocrackers mit ein. Diese Version ist dadurch gekennzeichnet, dass das synthetische Kerosin als Ausgangsgröße keine weitere im Projekt untersuchte Weiterverarbeitung benötigt¹. Der FT-Synthese stehen in Abbildung 2.5 den Methanolweiterverarbeitungsrouten gegenüber. Die Methanolsynthese bildet hier den initialen Prozessschritt zur Umwandlung von H₂ und CO₂ in synthetische Kraftstoffe. Die Methanolsynthese wird sowohl für die Greenfield- als auch die Brownfieldanalyse an die verschiedenen Randbedingungen angepasst. Für die Weiterverarbeitung des Methanols wurden drei unterschiedliche Verfahrensrouten im BioJetFuel-Projekt untersucht. Der Methanol-to-Kerosene Prozess bildet dabei den Fokuspunkt für die Methanolverarbeitung und führt verschiedene Teilprozesse zu einer vollständigen Versorgungskette zur Herstellung von synthetischem Kerosin zusammen. Als zweite Verfahrensvariante wurde eine Kopplung aus MtK-Synthese und MTBE-Herstellung erstellt und analysiert. Ziel war es hier, Synergien der beiden Synthesen durch die Kopplung nutzbar zu machen. Als Referenz zur Weiterverarbeitung wurde als drittes MtX-Verfahren das Methanol-to-Gasoline Verfahren untersucht. Die grundsätzliche Prozesssimulation für diese Variante stammt aus dem C³-Mobility-Projekt und wurde an die im BioJetFuel-Projekt gültigen Randbedingungen angepasst.

2.3.1.2. Prozessbewertung anhand von Kennziffern

Für die Prozessbewertung werden die erstellten Massen- und Energiebilanzen zu verschiedenen Kennziffern verdichtet. Der größte Referenzrahmen bildet dabei der sogenannte Power-to-Liquid Wirkungsgrad, der in Anlehnung an König et al. [12] wie folgt definiert werden kann (siehe Gleichung (1)):

$$\text{PtL-Wirkungsgrad}^2: \quad \eta_{PtF} = \frac{\dot{m}_F \cdot LHV_F}{\frac{\dot{m}_{H_2} \cdot LHV_{H_2}}{\eta_{El}} + \dot{m}_{CO_2} \cdot e_{CO_2} + \sum P_U + \sum \dot{Q}_U} \quad (1)$$

Der PtL-Wirkungsgrad bildet somit die größten Systemgrenzen ab, indem alle Aufwände entlang der Produktionskette berücksichtigt werden. Als energetischer Aufwand werden die elektrische Eingangsleistung der Elektrolyse, der Energiebedarf zur Abscheidung von CO₂ und alle Aufwendungen in der eigentlichen Synthese (elektrisch und thermisch) definiert.

¹ Additivierung wurde als Untersuchungsgegenstand in keiner Variante berücksichtigt. Dieser Weiterverarbeitungsschritt muss für alle Kraftstoffe und -routen in einer realen Umsetzungsstrategie berücksichtigt werden.

² $\dot{m}_i$: Massenstrom Kraftstoff(f)/ Wasserstoff(H₂)/ Kohlendioxid (CO₂), LHV_i : Unterer Heizwert, η_{El} : Systemwirkungsgrad Elektrolyse, e_{CO_2} : Spezifische Arbeit zur Abtrennung von CO₂, P_U : Hilfsenergien z. B. Elektrizität, $\dot{Q}_U$: Wärmeströme der Betriebsmittel (falls Bedarf besteht, Überschüsse werden nicht berücksichtigt).

Neben dem PtL-Wirkungsgrad der Gesamtanlage können auch weitere Wirkungsgrade und Faktoren definiert werden, um die Effizienz der Kraftstoffsynthesen und einzelnen Umwandlungsprozesse zu zeigen. Die nachfolgenden Wirkungsgrade wurden von Schemme [13, S. 77] auf verschiedene PtX-Routen angewendet (vgl. Gleichung (2) bis Gleichung (4)).

Chemischer Umsetzungsgrad:
$$\eta_{LHV} = \frac{\dot{m}_F \cdot LHV_F}{\dot{m}_{H_2} \cdot LHV_{H_2}} \quad (2)$$

Anlagenwirkungsgrad:
$$\eta_A = \frac{\dot{m}_F \cdot LHV_F}{\dot{m}_{H_2} \cdot LHV_{H_2} + \sum P_U} \quad (3)$$

Effizienzfaktor:
$$f = \frac{\eta_A}{\eta_{LHV}} \quad (4)$$

2.3.1.3. Prozessoptimierung

Die im BioJetFuel-Projekt verwendete Methodik zur Prozessoptimierung richtet sich auf zwei unterschiedliche Dimensionen. Zum einen wird versucht die Produktausbeute der verschiedenen Verfahren zu maximieren und entsprechend den Anteil an Neben- und Abfallprodukten möglichst gering zu halten. Dabei sind vor allem Kohlenwasserstoffe mit Kettenlängen im Bereich von $n = 5$ bis $n = 20$ von großer Bedeutung, da diese Kohlenwasserstoffketten für die Produktion von synthetischem Benzin, Kerosin und Diesel erforderlich sind [14]. Zur Maximierung der Anteile der entsprechenden Kohlenwasserstoffe im Produkt werden in den entwickelten Power-to-Liquid Prozessen zum Teil **Reformer** und **Hydrocracker** eingesetzt.

Reformer werden in einigen der entwickelten Prozesse eingesetzt, um sehr kurze, nicht für die Produktion von synthetischen Kraftstoffen geeignete Kohlenwasserstoffe in Synthesegas umzuwandeln. Das so erzeugte Synthesegas kann anschließend wieder als Eingangsstrom (Feedstrom) in den Prozess zurückgeführt und zur Produktion von Kohlenwasserstoffen verwendet werden. So kann die Produktion kurzkettiger Kohlenwasserstoffe minimiert und entsprechend die Produktion der gewünschten Kohlenwasserstoffketten maximiert werden. [13]

Hydrocracking bezeichnet einen chemischen Prozess, bei dem langkettige, höhermolekulare Kohlenwasserstoffketten unter Zugabe von Wasserstoff in kürzere Kohlenwasserstoffketten gespalten werden. Hierfür wird ein Hydrocracker in den entwickelten Fischer-Tropsch Prozessen eingesetzt. Während der Fischer-Tropsch-Synthese können sehr langkettige Kohlenwasserstoffe (Wachse) entstehen, die nicht für die Produktion von synthetischen Kraftstoffen geeignet sind. Mittels Hydrocracking können diese langen Ketten aufgebrochen und so für die Produktion von synthetischen Kraftstoffen nutzbar gemacht werden. [15, 16]

Als zweite Möglichkeit der Prozessoptimierung wird die erweiterte Wärmeintegration in den verschiedenen Prozessen untersucht. Für die Analyse der Wärmeintegrationspotenziale

werden Pinch-Analysen der verschiedenen Verfahren durchgeführt. Die Pinch-Analyse ermöglicht die Ableitung von möglichst effizienten Wärmeübertragernetzwerken. Sie nutzt die gleichen Systemgrenzen wie auch die vorliegenden Verfahrensmodellierungen (vgl. Abschnitt 2.3.1.1). Als wichtigste Eingangsgröße für die Pinch-Analysen gilt die minimale Temperaturdifferenz der Wärmeübertragung. Diese minimale Temperaturdifferenz beträgt für alle Verfahren mindestens 10 K. Die Methodik der Wärmeintegration mittels Pinch-Analyse wird im Folgenden anhand des Beispiels der CO₂-basierten Methanolsynthese im Greenfield-Fall als Beispiel für alle Verfahrensrouten ausgeführt und beschrieben (siehe Abschnitt 2.3.3.2).

2.3.2. Randbedingungen der Verfahrensanalysen

Im folgenden Abschnitt werden die für die technische Analysen getroffenen Annahmen zunächst in einer allgemeinen Form (siehe Abschnitt 2.3.2.1) eingeführt. Aufbauend auf diesen Darstellungen folgt in Abschnitt 2.3.2.2 die Gegenüberstellung der Randbedingungen für die Simulation der Greenfield- und Brownfield-Varianten.

2.3.2.1. Allgemeine Annahmen und Parametrisierung

Im folgenden Abschnitt werden die allgemein getroffenen Annahmen und Randbedingungen der technischen Analysen der verschiedenen Power-to-Liquid Prozesse definiert. Die Zustandsbedingungen für die folgenden Feedströme wurden für alle Prozessanalysen identisch festgelegt. In einigen Prozesskonfigurationen werden spezielle Feedströme benötigt, wie zum Beispiel das CO-reiche Synthesegas, welches in der ebenfalls untersuchten Variante einer vorgeschalteten Hochtemperaturkonversion (Variante V3) verwendet wird. Die entsprechenden Randbedingungen sind in den Prozessanalysen gesondert aufgeführt.

Tabelle 2.2: Allgemeine Zustandsbedingungen der Feedströme

Feedstrom	Spezifikation
CO ₂	1,5 bar
	40 °C
	wassergesättigt
H ₂ (aus PEM)	10 bar
	25 °C
O ₂	1 bar
	25 °C
Wasser	1 bar
	20 °C

Die verwendeten Betriebsmittel werden für alle Prozessvarianten wie folgt festgelegt:

Tabelle 2.3: In den Prozesssimulationen verwendete Betriebsmittel

Betriebsmittel	Spezifikation	$\Delta T_{\min}$	Verwendung
Hochdrucksattdampf	39,7 bar	10 K	Beheizung
	250 °C		Kühlung
Mitteldrucksattdampf	8,9 bar	10 K	Beheizung
	175 °C		Kühlung
Niederdrucksattdampf	2,3 bar	10 K	Beheizung
	125 °C		Kühlung
Fernwärmeauskopplung	80 °C	10 K	Kühlung
Kühlluft	30 °C	10 K	Kühlung
Kühlwasser	20 °C	10 K	Kühlung
Kältemittel	-25 °C	10 K	Kühlung
Strom	-	-	-

- Sattdampf wird in der Prozessauslegung sowohl zur Beheizung als auch, durch die Erzeugung des entsprechenden Dampfes, zur Kühlung verwendet.
- Die Fernwärmeauskopplung wird ausdrücklich nur in den Brownfield-Varianten berücksichtigt, da nicht davon auszugehen ist, dass diese an jedem theoretischen Greenfield-Standort vorhanden ist.
- Wärme wird immer auf dem höchstmöglichen Energieniveau aus dem Prozess geführt.
- Für die Greenfield-Varianten wird nach Möglichkeit Kühlluft zur Kühlung verwendet, da diese, anders als Wasser, keine laufenden Kosten erzeugt. Bei Bedarf kann auch Kühlwasser verwendet werden.

Tabelle 2.4: Annahmen für Kompressoren und Pumpen

Kategorie	Spezifikation	Quelle
Isentroper Wirkungsgrad von Kompressoren	76 %	[17, 18]
Mechanischer Wirkungsgrad von Kompressoren	93,6 %	Eigene Annahme.
Wirkungsgrad von Pumpen	60 %	[17, 18]
Maximales Verdichtungsverhältnis pro Stufe	3	Eigene Annahme. Typischer Wert in der Verfahrenstechnik.

Weitere Annahmen und Randbedingungen

Greenfield-Varianten werden unter der Annahme ausgelegt, dass keine nutzbare Infrastruktur vorhanden beziehungsweise nutzbar ist. Brownfield-Varianten nutzen hingegen vorhandene Infrastruktur und Apparate mit. So wird zum Beispiel der vorhandene Hydrocracker der BP Gelsenkirchen bei der Auslegung der Fischer-Tropsch Greenfield-Variante (V1bFT und V2bFT) nicht genutzt. Stattdessen wird davon ausgegangen, dass ein neuer Hydrocracker zu errichten ist.

2.3.2.2. Unterschiede zwischen Greenfield- und Brownfield-Varianten

Im Rahmen des Projekts werden mehrere Power-to-Liquid Prozesse entwickelt und untersucht. Die Prozesse werden dazu zunächst als sogenannte Greenfield-Prozesse, also Prozesse die auf einer „grünen Wiese“ umgesetzt werden, ausgelegt. Dies bedeutet, dass die Prozesse losgelöst von Standorten und den damit einhergehenden Randbedingungen ausgelegt werden, also keine Restriktionen zum Beispiel durch vorhandene Gebäude oder vorhandene Infrastruktur entstehen. Die Auslegung und die Festlegung von Randbedingungen erfolgt daher ausschließlich auf Basis von Literaturdaten, sodass die Greenfield-Prozesse als ideale Prozessvarianten zu betrachten sind, die für einen wissenschaftlichen und theoretischen Vergleich der verschiedenen Verfahren ausgearbeitet werden.

Im Gegensatz zu den Greenfield-Prozessen stehen die sogenannten Brownfield-Prozesse. Brownfield-Prozesse werden speziell an die Randbedingungen eines ausgewählten Standorts angepasst und ermöglichen eine zeitnahe Demonstration losgelöst von den Limitierungen eines theoretischen Greenfield-Prozesses. In diesem Projekt sind das die Standorte Knapsacker Hügel und Essen-Karnap. Diese Anpassung verändert die technischen und wirtschaftlichen Randbedingungen und kann sowohl Vor- als auch Nachteile mit sich bringen. So kann bereits

vorhandene Infrastruktur, wie zum Beispiel Messwarten oder Dampfnetze, mitgenutzt werden. Allerdings können auch Einschränkungen entstehen, wenn zum Beispiel das Dampfnetz für andere Druckniveaus ausgelegt ist, als es für den Prozess ideal wäre. Eine Übersicht über die entwickelten Green- und Brownfield-Prozesse und die betrachteten Randbedingungen ist in Abbildung 2.6 gegeben.

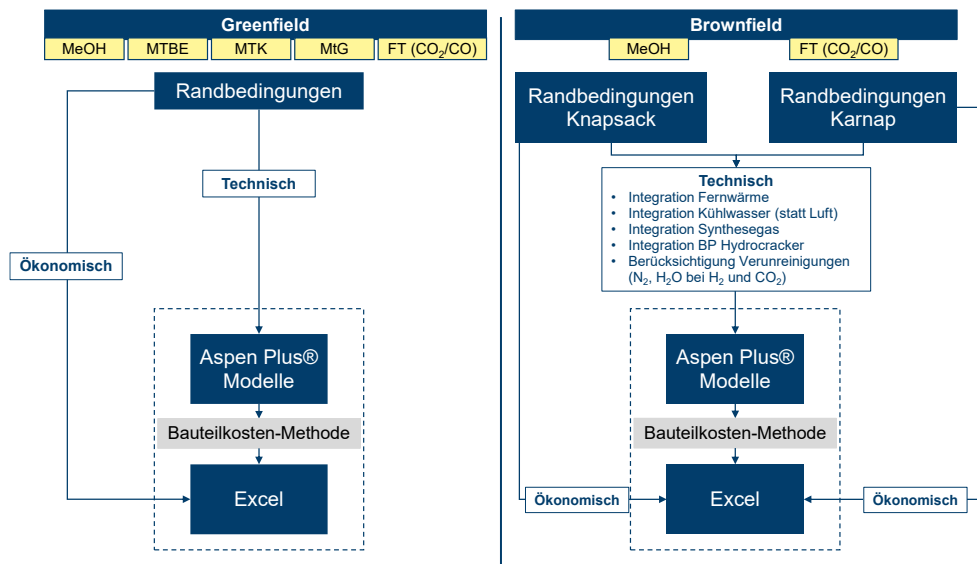


Abbildung 2.6: Übersicht über die Greenfield- und Brownfield-Prozessvarianten und Randbedingungen

In diesem Projekt werden eine Methanolsynthese, ein MTBE-Prozess, ein MtK-Prozess, ein MtG-Prozess und ein Fischer-Tropsch-Prozess als Greenfield-Variante ausgelegt. Anschließend werden die Greenfield-Varianten der Methanolsynthese und der Fischer-Tropsch-Synthese an die in AP1 identifizierten Standorte angepasst und so die Brownfield-Varianten entwickelt. Eine kurze Darstellung der Anpassungen für die Brownfield-Varianten enthält Tabelle 2.5.

Zum anderen werden für Brownfield-Varianten auch andere ökonomische Randbedingungen berücksichtigt. So wird beispielsweise für die Kostenkalkulation nicht auf Literaturdaten zur Bestimmung der Eduktpreise (H_2 , CO_2 , etc.) zurückgegriffen. Stattdessen werden die realen, von RWE für die entsprechenden Standorte bestimmten Eduktpreise verwendet. Eine genaue Darstellung der Randbedingungen folgt in Kapitel 2.6.2.

Tabelle 2.5: Technische Anpassungen für die Auslegungen der Brownfield-Varianten

Anpassung	Auswirkung
Integration Fernwärme	Einführung eines neuen Betriebsmittels für die Auskopplung von Wärme in einem Temperaturbereich zwischen ND-Dampf (125 °C) und 80 °C. Erhöht die Möglichkeiten zur Wärmebereitstellung aus den PtL-Synthesen.
Integration Kühlwasser (statt Luft)	Für die Greenfield-Varianten wird bevorzugt Kühlluft zur Prozesskühlung genutzt, da diese keine laufenden Kosten verursacht. Für die Brownfield-Varianten wird hingegen bevorzugt Kühlwasser verwendet, da die entsprechende Infrastruktur bereits an den Standorten vorhanden ist und so Investitionskosten reduziert werden können.
Integration Synthesegas	Am Standort Knapsacker Hügel ist der Bau einer Hochtemperaturkonversionsanlage zur direkten Produktion von Synthesegas ohne den Weg über eine umgekehrte Wassergas-Shift-Reaktion vorgesehen. Dies stellt eine Vereinfachung der Prozessführung dar, da keine rWGS-Stufe wie im Fall mit CO ₂ für die FT-Synthese benötigt wird (vgl. Variante V3 in Abschnitt 2.3.4.2).
Integration BP Hydrocracker	Für die Greenfield-Varianten wird davon ausgegangen, dass keine existierende Infrastruktur genutzt wird. Für alle Brownfield-Varianten der FT-Synthese wird der bereits existierende Hydrocracker der BP hingegen mitgenutzt. Dadurch können entsprechend Investitionskosten reduziert werden, allerdings ist auch der Transport des FT-Syncrude zu berücksichtigen.
Berücksichtigung von Verunreinigungen (N ₂ , H ₂ O bei H ₂ und CO ₂)	Für die Greenfield-Varianten wird angenommen, dass die Edukte als Reinstoffe vorliegen. Für die Brownfield-Varianten werden mögliche Verunreinigungen der Edukte berücksichtigt.

2.3.3. Greenfieldanalyse der PtL-Verfahrensrouten

Die folgende Analyse wird mit der in Abschnitt 2.3.1 entwickelten Methodik und den in Abschnitt 2.3.2 eingeführten Randbedingungen für die Greenfieldanalyse der PtL-Verfahren ausgeführt. Die Greenfieldanalyse beginnt inhaltlich mit der Analyse der FT-Synthese in Abschnitt 2.3.3.1 und setzt die Analyse mit der Methanolsynthese und -weiterverarbeitung im Mtk- und MTBE-Verfahren in den Abschnitten 2.3.3.2 bis 2.3.3.5 fort.

2.3.3.1. Fischer-Tropsch

Das für die Greenfieldanalyse entwickelte Fischer-Tropsch Verfahren erhält im Folgenden die Bezeichnung:

Konzeptvariante V1bFT: Fischer-Tropsch Verfahren, Greenfield, Knapsacker Hügel

Die Konzeptvariante V1bFT wurde in Anlehnung an die Konzeptvariante V1aFT (vergleiche hierzu auch Kapitel 2.3.4.1) für den gleichen CO_2 -Massenstrom wie aus der Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage am Standort Knapsacker Hügel konzipiert. Das Prozessdesign und die PtL-Produktionskette sind in vereinfachter Form in Abbildung 2.7 dargestellt.

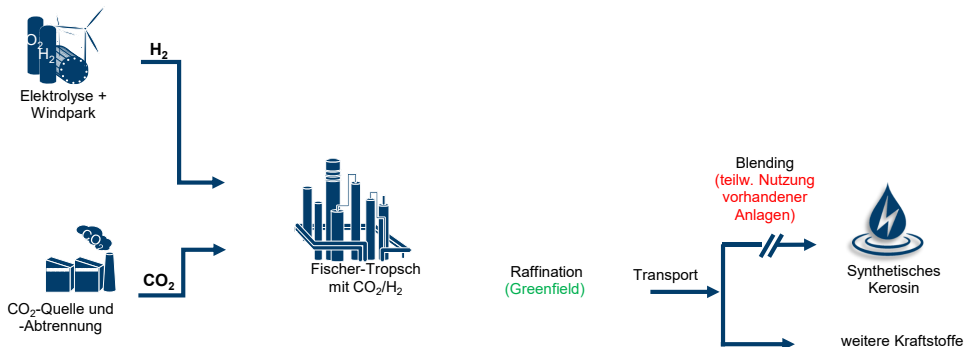
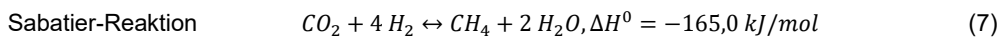
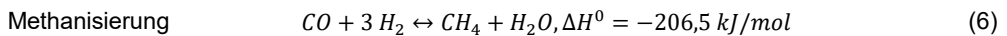
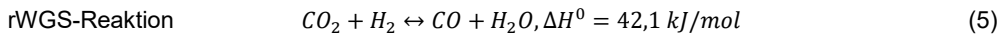


Abbildung 2.7: Vereinfachtes Fließbild zur Konzeptvariante V1bFT

In diesem Kapitel werden zunächst die technischen Grundlagen der wichtigsten Komponenten des entwickelten Fischer-Tropsch-Verfahrens vorgestellt. Diese sind die Komponenten „umgekehrte Wassergas-Shift-Reaktion“, „Fischer-Tropsch-Synthese“, „Hydrocracking“, „Reformierung“ und „Produkttrennung“. Anschließend wird das Verfahrensfliessbild des entwickelten Greenfield-Verfahrens (Konzeptvariante V1bFT) vorgestellt und erläutert. Abschließend wird auf die Prozessbilanz eingegangen und der Power-to-Liquid Wirkungsgrad des Verfahrens wird bestimmt.

Umgekehrte Wassergas-Shift-Reaktion

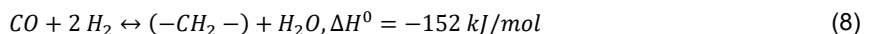
Zur Synthesegasbereitstellung beziehungsweise zum Einstellen des erforderlichen H_2/CO -Verhältnisses wird die umgekehrte Wassergas-Shift-Reaktion verwendet. Übersichten über die Reaktionsmechanismen und -bedingungen, sowie Umsätze, Selektivitäten und Katalysatoren sind in Porosoff et al. [19] und Daza und Kuhn [20] zu finden. Die wichtigsten Reaktionen im rWGS-Reaktor sind im Folgenden aufgeführt [20].



Dem Prinzip von Le Chatelier zu Folge wird durch eine Druckerhöhung die Methanisierung und die Sabatier-Reaktion begünstigt, sodass niedrige Drücke zur Maximierung der CO-Ausbeute zu bevorzugen sind. Die rWGS-Reaktion ist eine endotherme Reaktion, während die Methanisierung und die Sabatier-Reaktion exotherm ablaufen. Zur Unterdrückung der Nebenreaktionen und entsprechend zur Maximierung der CO-Ausbeute sind demnach hohe Temperaturen zu bevorzugen. Thermodynamisch sinnvolle Reaktortemperaturen liegen laut König et al. [21] und Pöhlmann et al. [22] bei über 900 °C. Kommerzielle Ni-Katalysatoren sind laut Unde [23] unter diesen Bedingungen stabil. Allerdings kann bei hohen Temperaturen thermisches Verkoken auftreten, was allerdings durch die Zugabe von Wasser unterdrückt werden kann [24]. Diese Gegenmaßnahme führt allerdings zu einer reduzierten CO-Ausbeute [24] durch die rWGS-Reaktion.

Fischer-Tropsch-Synthese

Die Fischer-Tropsch-Synthese ist ein Verfahren, bei dem Synthesegas in eine große Bandbreite unterschiedlich langer Kohlenwasserstoffe umgewandelt wird. Die Hauptreaktion der Fischer-Tropsch-Synthese lautet wie folgt [25, 26].



Neben den Fischer-Tropsch-Reaktionen können noch weitere Reaktionen auftreten, wie zum Beispiel die Wassergas-Shift-Reaktion, Methanisierungsreaktion oder die sogenannte Boudouard-Reaktion [27]. Welche Reaktionen bei der Fischer-Tropsch-Synthese in welchem Maße ablaufen und auch die Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese, wird vorwiegend durch die Wahl der Prozessparameter bestimmt. So wird zwischen der Hochtemperatur-Fischer-Tropsch-Synthese (HTFT, engl.: High Temperature Fischer-Tropsch)

und der Niedertemperatur-Fischer-Tropsch-Synthese (LTFT, engl.: Low Temperature Fischer-Tropsch) unterschieden [14]. Hohe Temperaturen (300 – 350 °C), mit Eisen als Katalysator, begünstigen kurze Kettenlängen und verschieben demnach die Produktverteilung in die Richtung von (Flüssig-)Gasen ($n = 1 - 4$) und synthetischem Benzin ($n = 5 - 12$) [27, 28]. Niedrigere Temperaturen (200 - 240 °C) in der Kombination mit Eisen- oder Kobaltkatalysatoren begünstigen hingegen die Bildung längerer Kohlenwasserstoffketten, also die Bildung von Mitteldestillaten wie Kerosin ($n = 8 - 16$) und Diesel ($n = 10 - 23$) sowie von langkettigen Wachsen ($n > 22$) [27, 28]. Außerdem unterdrücken Kobaltkatalysatoren die Wassergas-Shift-Reaktion, und niedrige Temperaturen reduzieren die Bildung von Methan und festem Kohlenstoff. Der Betriebsdruck hat ebenfalls einen direkten Einfluss auf die Produktverteilung [27]. Typische Betriebsdrücke der Fischer-Tropsch-Synthese liegen zwischen 1 bar und 40 bar, wobei höhere Drücke eine längere durchschnittliche Kettenlänge der Kohlenwasserstoffe bewirken [27]. Ein weiterer Einflussfaktor auf die Fischer-Tropsch-Synthese ist das Verhältnis von H_2 zu CO. Typischerweise werden $H_2:CO$ -Verhältnisse von ungefähr 2 eingesetzt, wobei mit höheren Verhältnissen die durchschnittliche Kettenlänge des Produkts abnimmt und entsprechend mit niedrigeren Verhältnissen zunimmt [29]. An dieser Stelle sei die direkte Umsetzung von Kohlenstoffdioxid zu Kohlenwasserstoffen, also ohne vorherige Umwandlung von Kohlenstoffdioxid zu Kohlenstoffmonoxid, via Fischer-Tropsch-Synthese mit einem Eisen-Katalysator erwähnt. Diese ermöglicht es, auf den Prozessschritt Reverse-Wassergas-Shift-Reaktor zu verzichten. Aufgrund der geringen technologischen Reife wird diese Technologie im Projekt nicht berücksichtigt [28].

Die Produktverteilung der Fischer-Tropsch-Synthese kann näherungsweise über die Anderson-Schulz-Flory (ASF)- Verteilung bestimmt werden [14]. Mit dieser lassen sich sowohl die Massenanteile w_n (siehe Gleichung (9)) als auch die Stoffmengenanteile x_n (siehe Gleichung (10)) der jeweiligen Kohlenwasserstoffketten mit der Kettenlänge n bestimmen [27].

$$w_n = \alpha^{n-1} \cdot (1 - \alpha)^2 \cdot n \quad (9)$$

$$x_n = \alpha^{n-1} \cdot (1 - \alpha) \quad (10)$$

Dabei steht α für die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit, die vom Reaktordesign und von den Betriebsbedingungen abhängt. Die Kettenwachstumswahrscheinlichkeit kann entweder empirisch bestimmt oder der Literatur entnommen werden.

Ziel des Projekts ist die Entwicklung eines Verfahrens zur Produktion von synthetischem Kerosin, daher wird im entwickelten Prozess eine Niedertemperatur-Fischer-Tropsch-Synthese mit Kobalt-Katalysator in einem Blasensäulenreaktor verwendet, um entsprechend den Anteil an Mitteldestillaten zu erhöhen. Die dadurch ebenfalls anfallenden langkettigen Wachse können

in nachfolgenden Prozessschritten, wie zum Beispiel einem Hydrocracker, ebenfalls in für die Produktion von Kerosin nutzbare Kohlenwasserstoffe umgewandelt werden. So kann die Kerosinausbeute maximiert werden.

Hydrocracking

Hydrocracking oder auch Hydrosplalten bezeichnet einen chemischen Prozess, bei dem langkettige, höhermolekulare Kohlenwasserstoffketten unter Zugabe von Wasserstoff in kürzere Kohlenwasserstoffketten gespalten werden. Dabei wird die Verteilung der Kettenlängen der Produkte stark durch den verwendeten Katalysator und die ausgewählten Prozessbedingungen beeinflusst. Daher müssen diese immer an den jeweiligen Anwendungsfall angepasst werden. [15, 16]

Für Power-to-Liquid-Prozesse sind vor allem Kettenlängen im Bereich von $n = 5$ bis $n = 20$ von großer Bedeutung, da diese Kohlenwasserstoffketten für die Produktion von synthetischem Benzin, Kerosin und Diesel erforderlich sind [14]. Eine Möglichkeit diese Fraktionen im Produkt des Hydrocrackers zu maximieren ist der Einsatz des sogenannten „idealen Hydrocracking“ [30, 31]. Da im Rahmen dieses Projekts Power-to-Liquid Prozesse modelliert und simuliert werden sollen, wird der Fokus im Folgenden auf das ideale Hydrocracking gelegt. Die wichtigsten Eigenschaften des idealen Hydrocrackings werden nach Bouchy, Hastoy [30] wie folgt definiert.

Werden C_n -Moleküle gecrackt, ist die Selektivität

- zu allen C_4 - bis C_{n-4} -Kohlenwasserstoffen identisch,
- zu C_3 , bzw. zu C_{n-3} halb so hoch wie zu C_4 bis C_{n-4} und
- C_1 und C_2 bzw. C_{n-1} und C_{n-2} können nicht entstehen.

Es findet ausschließlich primäres Cracken statt.

Ausschließlich primäres Hydrocracking bedeutet, dass die kürzeren Kohlenwasserstoffe, welche nach dem Cracken einer längeren Kohlenwasserstoffkette entstehen, nicht weiter gecrackt werden können [15]. Die Produktverteilung des idealen Hydrocrackings im Vergleich zum nicht-idealen Hydrocracking ist in Abbildung 2.8 für ein C_{21} -Molekül beispielhaft dargestellt. Zu erkennen ist, dass beim nichtidealen Hydrocracking der Anteil der Mitteldestillate deutlich geringer ist als beim idealen Hydrocracking. Außerdem ist ein großer Peak der C_3 - bis C_5 -Kohlenwasserstoffe zu erkennen. Dieser Verlauf ist auf das Auftreten von sekundärem Cracking zurückzuführen, wodurch die Mitteldestillate gecrackt werden, sodass der Anteil kurzkettiger Kohlenwasserstoffe steigt.

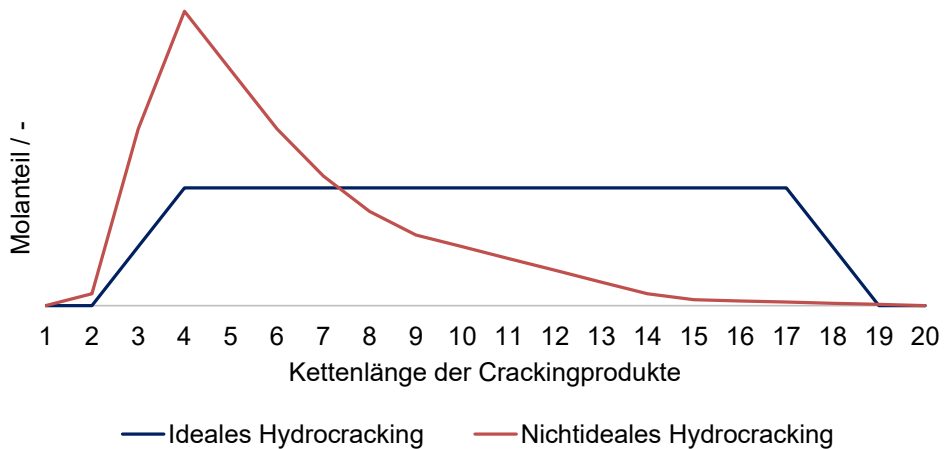


Abbildung 2.8: Qualitative Darstellung der Verteilung der Crackingprodukte nach Hydrocracking von C_{21} , Abbildung in Anlehnung an Bouchy, Hastoy [30].

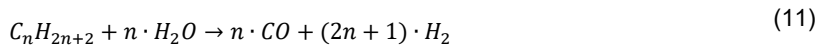
Um ideales Hydrocracking zu ermöglichen, müssen laut Martens, Jacobs [32] ideale bifunktionale Katalysatoren mit einer Hydrierungs-/Dehydrierungsfunktion und einer Säurefunktion eingesetzt werden, wobei sichergestellt sein muss, dass die an der Säurefunktion stattfindende Reaktion die limitierende ist [30]. Zudem ist auf die korrekte Porenstruktur des Katalysators zu achten, sodass kein unerwünschtes verstärktes Cracking an den Enden der Kohlenwasserstoffketten auftritt, wodurch es zu einer stärkeren Bildung von kurzkettigen Gasen kommen kann [30].

Wie bereits beschrieben haben auch die Betriebsbedingungen einen großen Einfluss auf die Produktverteilung eines Hydrocrackers. Während konventionelles Hydrocracking je nach Literaturquelle bei Temperaturen von 350 °C bis 430 °C und Drücken zwischen 100 bar und 200 bar [30], beziehungsweise im oberen Bereich von 290 – 445 °C und 10 – 200 bar [16] durchgeführt wird, findet ideales Hydrocracking bei deutlich milderen Prozessbedingungen statt. Die Temperaturen bewegen sich dabei im Bereich von 324 °C bis 372 °C und die Drücke im Bereich von 35 bar bis 70 bar [30]. Um Rußbildung und Katalysatordeaktivierung zu unterdrücken, muss sichergestellt sein, dass der Anteil von H_2 im Eduktstrom hoch genug ist [15]. In der Literatur werden Werte von 6-15 Gew.-% empfohlen [33]. Beim Hydrocracking sind theoretisch Umsätze von bis zu 99 % erreichbar [15]. Allerdings können laut Bouchy, Hastoy [30] für das ideale Hydrocracking zu hohe Umsätze problematisch werden, da auch beim idealen Hydrocracking bei sehr hohen Umsätzen zwangsläufig sekundäres Cracking auftritt.

Reformierung – Dampfreformierung und partielle Oxidation

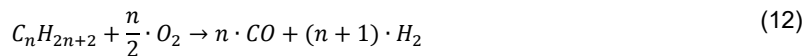
Reformer ermöglichen es Kohlenwasserstoffe in Synthesegas umzuwandeln, und so die Kohlenstoffausbeute und den Anteil gewünschter Produkte des FT-Prozesses zu erhöhen [13]. Dabei laufen in einem Reformer verschiedene Reaktionen und Nebenreaktionen zeitgleich ab, wobei die Dampfreformierung und die partielle Oxidation die größte Rolle spielen. [34]

Bei der Dampfreformierung werden Kohlenwasserstoffe unter Zugabe von Wasserdampf in Kohlenmonoxid und Wasserstoff umgesetzt. Die allgemeine Reaktionsgleichung der Dampfreformierung lautet wie folgt. [34]



Dabei handelt es sich um eine stark endotherme Reaktion, die, mit der Ausnahme von Methan ($n = 1$), bei den für Reformer üblichen Betriebstemperaturen von über 500 °C als irreversibel betrachtet werden kann. [34]

Bei der partiellen Oxidation von Kohlenwasserstoffen handelt es sich um eine exotherme Reaktion mit der allgemeinen Reaktionsgleichung [34]:



Wird dabei die Zufuhr des Sauerstoffs reguliert, kann so auch das Reaktionsmaß der partiellen Oxidation eingestellt werden. Dementsprechend kann, wenn beide Reaktionen gleichzeitig durchgeführt werden, die benötigte Reaktionswärme für die Dampfreformierung über die partielle Oxidation bereitgestellt werden. So kann ein Reformer durch die Sauerstoffzufuhr in der Gesamtbilanz endotherm, exotherm oder autotherm betrieben werden. [34]

Wie bereits beschrieben treten in einem Reformer zahlreiche Nebenreaktionen auf. So findet aufgrund der hohen Betriebstemperaturen und der gleichzeitigen Anwesenheit von H_2O , H_2 , CO und CO_2 Wassergas-Shift-Reaktion statt [34]. Außerdem kann aufgrund verschiedener Reaktionsmechanismen Rußbildung auftreten. Diese Rußbildungsreaktionen sind beim Reformerbetrieb unerwünscht und können durch geeignete Eduktzusammensetzung unterdrückt werden. Laut Rostrup-Nielsen [35] sind H_2O/C -Raten von 0,6 dazu geeignet. Autotherme Reformer werden häufig bei Temperaturen zwischen 950 – 1050 °C und Drücken zwischen 30 – 50 bar betrieben [36]. Der autotherme Reformer wird, wie auch der rWGS-Reaktor, über einen Gleichgewichtsreaktor in der Simulationssoftware abgebildet [13, 26, 37].

Das Verfahrensfließbild der Greenfield-Variante des Fischer-Tropsch Verfahrens (V1bFT) ist in Abbildung 2.9 dargestellt. An dieser Stelle sei angemerkt, dass die in Abbildung 2.9 gezeigten Wärmetauscher nicht den real geplanten Wärmetauschern entsprechen, sondern lediglich dazu dienen in der Simulation die erforderlichen Temperaturen einzustellen. An die Prozesssimulation anschließend wird, wie in Abschnitt 2.3.1.3 beschrieben, eine Wärmeintegration durchgeführt und ein Wärmeübertragernetzwerk entwickelt.

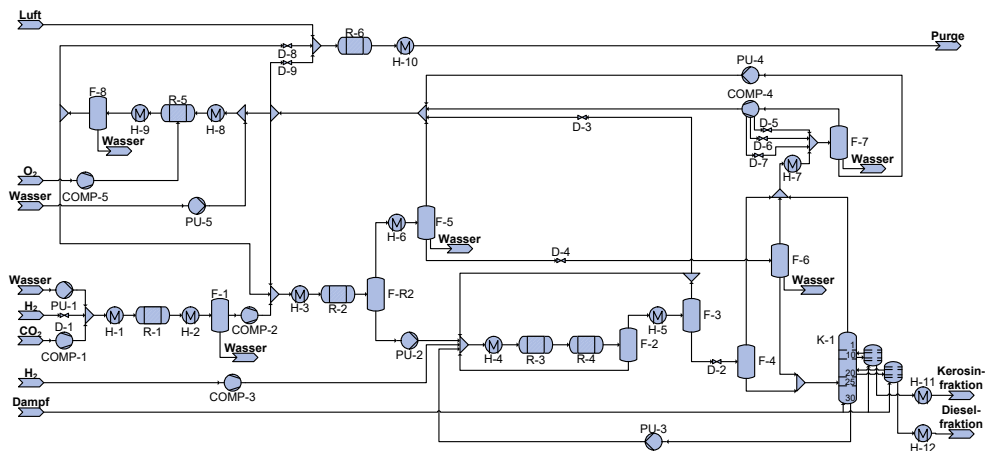


Abbildung 2.9: Fließbild der Konzeptvariante V1bFT.

Das wassergesättigte CO_2 wird zusammen mit H_2 und Wasser in den rWGS-Reaktor (R-1) geleitet. Für die Simulation wird davon ausgegangen, dass der Wasserstoff durch eine Wasserelektrolyse und mit einem Druck von 10 bar bereitgestellt wird. Zur Reduzierung der Verdichtungsarbeit wird der rWGS-Reaktor mit einem Druck von 10 bar betrieben und dementsprechend werden sowohl der Wasserstrom und als auch der CO_2 -Strom ebenfalls auf einen Druck von 10 bar gebracht (PU-1, COMP-1), bevor sie mit dem H_2 -Strom zusammengeführt werden. Der Eingangsstrom an H_2 wird so geregelt, dass sich vor dem Fischer-Tropsch-Synthese-Reaktor (R-2) ein H_2 zu CO Verhältnis von 2 einstellt. Um die Gefahr der Verkokung zu reduzieren [38] wird Wasser dem Frischgasstrom des rWGS-Reaktors zugeführt. Der Wasseranteil entspricht 5 Mol.-%. Die Edukte werden auf die Reaktoreingangstemperatur von 950 °C erhitzt und im adiabatisch betriebenen rWGS-Reaktor in Synthesegas und Wasser umgewandelt, wobei auch nicht reagiertes CO_2 im Produktstrom enthalten ist. Der Produktstrom wird auf 30 °C abgekühlt und das entstandene Wasser auskondensiert (F-1).

Anschließend wird das Synthesegas auf einen Druck von 30 bar verdichtet (COMP-2) und zusammen mit mehreren Rezyklierströmen auf die Reaktortemperatur des Fischer-Tropsch-Reaktors erwärmt. Die Fischer-Tropsch-Synthese wird bei 210 °C betrieben

und es wird von einem CO-Umsatz von 60 % ausgegangen. Theoretisch sind auch Umsätze von bis zu 80 % möglich [27, 39].

Im nächsten Schritt wird das Produkt der Fischer-Tropsch-Synthese in Gas- und Flüssigphase getrennt (F-R2). Die flüssige Phase wird über eine Pumpe (PU-2) zum Hydrocracker geführt und mit verschiedenen anderen Strömen vermischt. Dabei wird so viel Wasserstoff beigemischt, dass der Wasserstoffanteil im Eduktstrom des Hydrocrackers 10 Gew.-% beträgt. Der Hydrocracker wird als zweistufiger isothermer Festbettreaktor (R-3, R-4) modelliert, der bei 350 °C und 50 bar betrieben wird. Es wird ein C_{21+} -Umsatz von 60 % angenommen, um ideales Cracking zu gewährleisten, vergleiche Abschnitt Hydrocracking. Das Produkt wird in Gas- und Flüssigphase getrennt (F-2), und die nicht gecrackten langkettigen Kohlenwasserstoffe werden in den Hydrocracker zurückgeführt. Die Gasphase wird abgekühlt und die Mitteldestillate werden abgetrennt (F-3), auf 1 bar entspannt und über eine sogenannte Preflash Drum (F-4) zur Kolonne (K-A) geleitet. Der Einsatz einer Preflash Drum wird in der Literatur [40] empfohlen und dient dazu einen Teil der Gase abzutrennen und so die Produkttrennung in der folgenden Kolonne zu vereinfachen. Der Gasstrom des Flashbehälters (F-3) besteht zu einem großen Anteil aus Wasserstoff und wird zur Verringerung der erforderlichen Elektrolyseleistung in den Hydrocracker zurückgeführt, wobei ein Anteil von 10 % auf 30 bar entspannt und zum Reformer geleitet wird, um zu verhindern, dass sich CO_2 und kurzkettige Kohlenwasserstoffe im Hydrocracker anreichern.

Das gasförmige Produkt der Fischer-Tropsch-Synthese wird auf 30 °C abgekühlt, sodass in einem Flash-Behälter Gas- und Flüssigphase getrennt werden können. Dabei werden der Dichteunterschied sowie die unterschiedliche Polarität von Wasser und den Kohlenwasserstoffen ausgenutzt, um das durch die Fischer-Tropsch-Synthese entstandene Wasser abzutrennen. Der flüssige Kohlenwasserstoffstrom (vorrangig C_5 bis C_{20}) wird in eine weitere Preflash Drum (F-6) geleitet, in der ein Teil des Stoffstroms durch eine Entspannung auf 1 bar verdampft wird. In der Kolonne werden anschließend alle Kohlenwasserstoffe mit einer Kettenlänge von C_7 und kürzer abgetrennt, da diese nicht für die Produktion von synthetischem Kerosin geeignet sind [41, 42]. Der Kolonne wird über den Sumpf Wasserdampf zugeführt, wodurch der Partialdruck der Kohlenwasserstoffe reduziert und so die Siedetemperaturen gesenkt werden. Die Kolonne verfügt über zwei Stripper mit vier Stufen und eigener Dampfzufuhr, jeweils für die Kerosinfraktion und die Dieselfraktion, über die die entsprechenden Produkte abgezogen werden. Der in der Industrie übliche Seitenabzug für die Benzinfraktion entfällt. Das Sumpfprodukt, bestehend aus langkettigen Kohlenwasserstoffen, wird zum Hydrocracker zurückgeführt.

Der gasförmige Kopfstrom der Kolonne wird mit den Gasströmen der Flash-Behälter F-4 und F-6 zusammengeführt. Zur Rezyklierung ist es erforderlich die Ströme wieder auf 30 bar zu verdichten, allerdings besteht die Gefahr, dass sich Teile der Kohlenwasserstoffe während der

Verdichtung verflüssigen und durch Tropfenschlag den Verdichter beschädigen. Daher werden über eine Kombination aus einem mehrstufigem, zwischengekühlten Verdichter (COMP-3) und einem Flash-Behälter (F-7), die sich verflüssigenden Kohlenwasserstoffe abgetrennt und über eine Pumpe (PU-2) auf einen Druck von 30 bar gebracht.

Anschließend werden die beiden Ströme mit dem Gasstrom aus Behälter F-5, welcher aus CO₂, sehr kurzen Kohlenwasserstoffen sowie nicht reagiertem CO und H₂ besteht, zusammengeführt. An dieser Stelle wird ein kleiner Teil des Gasstroms (ca. 1 Gew.-%) als Purge aus dem Prozess entfernt. Ein weiterer Teil des Gasstroms wird zurück in den Fischer-Tropsch-Reaktor geführt³ [22, 43]. Dadurch kann zum einen die Ausbeute des Prozesses erhöht werden und zum anderen wird die Temperaturführung der stark exothermen Fischer-Tropsch-Synthese erleichtert.

Der restliche Gasstrom wird dem autothermen Reformer zugeführt, um die zu kurzen Kohlenwasserstoffe wieder in Synthesegas umzuwandeln und die Kohlenstoffausbeute des Prozesses zu erhöhen. Dem Eduktstrom des Reformers wird Wasser zugeführt, um die Gefahr der Verkokung zu senken. Der Strom wird auf 900 °C aufgeheizt und unter Zufuhr von O₂ in den Reformer geleitet.

Die Sauerstoffmenge wird so geregelt, dass sich eine Produkttemperatur von 950 °C einstellt. Der Produktstrom wird abgekühlt, sodass das enthaltene Wasser auskondensiert werden kann (F-8). Anschließend wird ein kleiner Teil des Stroms (ca. 1 Gew.-%) als Purge aus dem Prozess entfernt, während der Rest zurück in den Fischer-Tropsch-Synthese-Reaktor geleitet wird.

Prozessbilanz Knapsacker Hügel Greenfield (V1bFT)

Die Bilanz der Greenfield-Variante wird an die Randbedingungen (verfügbare CO₂-Menge) des Standortes Knapsacker Hügel angepasst, da diese für die Untersuchung der Hauptkonzeptvariante V1bFT erforderlich ist. Es ist möglich, die Greenfield-Variante an einem beliebigen Standort aufzubauen.

Als zentrale Randbedingung wurde der eingehende CO₂-Massenstrom von 5760 kg/h (1,6 kg/s) definiert. Damit ergeben sich die folgenden Material- und Betriebsmittelbilanzen. Die Materialbilanz der Konzeptvariante V1bFT ist in Tabelle 2.6 gegeben.

³ Hinweis: Der Gasstrom besteht zu einem großen Anteil aus CO₂. CO₂ verhält sich für die Fischer-Tropsch-Synthese inert, solange ausreichend CO vorhanden ist. Es wird automatisch so viel des Gasstroms in den Reaktor geführt, dass sich im Eduktstrom ein Inertgasanteil von 25 Mol-% einstellt.

Tabelle 2.6: Materialbilanz der Konzeptvariante V1bFT

Input		Output	
Kohlenstoffdioxid (CO ₂)	5760,00 kg/h	Kohlenwasserstoffe	1794,39 kg/h
Wasserstoff (H ₂)	897,20 kg/h	davon Kerosinfraktion	70,2 %
Sauerstoff (O ₂)	753,64 kg/h	davon Dieselfraktion	29,8 %
Wasser	1238,13 kg/h	Purge (ohne Luftstrom)	143,55 kg/h
		Wasser	6711,03 kg/h

Die Betriebsmittelbilanz der Konzeptvariante V1bFT ist in Tabelle 2.7 aufgeführt.

Tabelle 2.7: Betriebsmittelbilanz der Konzeptvariante V1bFT

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kühlung	
Hochdruckdampf	1399,63
Mitteldruckdampf	27543,93
Niederdruckdampf	1076,64
Kühlwasser	19038,50
Kompressorkühlung	2135,33
Heizung	
Elektrische Begleitheizung	3445,23
Elektrizität für den Prozess	
Kompressoren und Pumpen	3391,40
Elektrolyse ⁴	153294,95

Power-to-Liquid-Wirkungsgrad der Konzeptvariante V1bFT

Damit ist der Power-to-Liquid Prozess vollständig bilanziert und der Power-to-Liquid Wirkungsgrad des Prozesses kann bestimmt werden. Dazu werden zunächst über die Simulationssoftware die Heizwerte der produzierten Kerosinfraktion und der Dieselfraktion berechnet. Dieser ergibt sich für die Kerosinfraktion zu 44,126 MJ/kg und für die Dieselfraktion zu 43,817 MJ/kg. Damit ergibt sich der PtL-Wirkungsgrad nach Gleichung (1) zu 49,35 %. Dabei wird die erforderliche Energie zur Abtrennung und Aufbereitung des erforderlichen CO₂

⁴ Mit einem Systemwirkungsgrad von 70 % bestimmt.

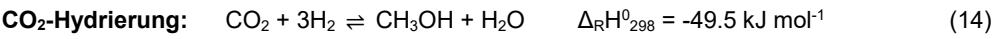
bisher nicht berücksichtigt. Als Referenz wurde an dieser Stelle ein Wert von 3 MJ/kg_{CO2} gewählt, welcher als repräsentativ für eine moderne CO₂-Abscheidung mittels Monoethanolamin (MEA) [44–46] angesehen werden kann. Wird dieser Energiebedarf berücksichtigt, senkt sich der PtL-Wirkungsgrad entsprechend auf ungefähr 44,55 %. Durch die Exothermie der FT-Synthese ist es möglich die für die CO₂-Aufbereitung erforderliche Energie über die aus dem Prozess ausgekoppelten Betriebsmittel, wie z. B. den Mitteldruckdampf, bereitzustellen. Dadurch kann eine negative Auswirkung auf den PtL-Wirkungsgrad minimiert oder sogar vollständig verhindert werden. Für diese Prozesskonfiguration werden ungefähr 3,21 kg Kohlenstoffdioxid pro Kilogramm produzierte Kohlenwasserstoffe benötigt. Dadurch ergibt sich mit den angegebenen 3 MJ/kg_{CO2} entsprechend ein thermischer Energiebedarf von 9,63 MJ pro Kilogramm Kohlenwasserstoffe für die Abscheidung des Kohlenstoffdioxids. Dieser Energiebedarf kann durch die vom Prozess abgegebene Wärme vollständig abgedeckt werden, sodass sich wieder der ursprünglich berechnete Wirkungsgrad von 49,35 % ergibt.

2.3.3.2. CO₂-basierte Methanolsynthese

Die Verfahrensanalyse zur CO₂-basierten Methanolsynthese ist für diesen Bericht wie auch für alle relevanten Prozesse in ein Greenfield-Verfahren und ein Brownfield-Verfahren aufgeteilt. Das entwickelte Greenfield-Verfahren wird an dieser Stelle detailliert beschrieben. Die Beschreibung des Brownfield-Falls findet in Abschnitt 2.3.4.3 statt.

Eine kurze Literaturstudie beschreibt die verwendeten Grundlagen und eine Übersicht über abgeschlossene bzw. laufende Projekte. Die CO₂-basierte Methanolsynthese gilt als etablierte und kommerzielle Technologie mit einem TRL von 8 bis 9. Methanol bietet die Möglichkeit, zahlreiche Wertschöpfungsketten zu defossilisieren und steht somit im Interesse zahlreicher Forschungsprojekte. In diesem Forschungsprojekt ist Methanol als Rohstoff für den *Methanol-to-Kerosene* (MtK)-Prozess von besonderer Bedeutung. Sowohl technisch als auch wirtschaftlich dient der im Vergleich zu FT oder MtK simple Methanolprozess als Benchmark für die genannten Verfahren.

Nach der kurzen Einleitung wird im Folgenden kurz auf die Grundlagen der Methanolsynthese eingegangen, bevor die Verfahrensanalyse ausgearbeitet wird. Die CO₂-basierte Methanolsynthese kann mit den klassischen Reaktionsgleichungen nach Bertau [47] beschrieben werden. Das Reaktionssystem wird durch die Hydrierungen von CO und CO₂ nach Gleichung (13) und (14) im Prinzip vollständig abgebildet. Zusätzlich läuft die rWGS-Reaktion simultan zu den beiden Methanolbildungsreaktionen ab (siehe Gleichung (15)).



Die Bildungsenthalpien sind von Chen et al. [48] übernommen. Konventionell wird Methanol auf Basis von Synthesegas hergestellt und es wird vorwiegend nach Gleichung (13) auf Basis von CO gebildet. Gleichung (14) offenbart den wesentlichen Unterschied, wenn die verwendete Kohlenstoffquelle vorwiegend aus CO₂ besteht. Die erhöhte Wasserbildung durch die Hydrierung von CO₂ ist eine zentrale Herausforderung der CO₂-basierten Methanolsynthese. Gleichzeitig wird noch zusätzliches Wasser durch die rWGS-Reaktion gebildet, da der Frischgasstrom vorwiegend aus H₂ und CO₂ besteht. Die allgemeinen Prozesseigenschaften der CO₂-basierten Methanolsynthese werden von Tabelle 2.8 zusammengefasst.

Tabelle 2.8: Prozesseigenschaften der CO₂-basierten Methanolsynthese

H ₂ :CO ₂	Druck	Temperatur	Katalysator	Nebenprodukte	Quellen
molar	bar	°C	-	ppm	-
3/4-10	69-80	240-250	CuO/ZnO/Al ₂ O ₃	Wasser	[49-51]
			Cu/ZnO/ZrO ₂ /	Alkohole (<390)	
			Al ₂ O ₃ /SiO ₂	Methylformiat (<460)	
				Esther	

Nachdem nun die Grundlagen für die Prozessentwicklung gelegt wurden, kann das entwickelte Verfahren beschrieben und analysiert werden. Das in der Simulationssoftware entwickelte Verfahrensfleißbild ist in Abbildung 2.10 dargestellt.

Die CO₂-basierte Methanolsynthese beginnt mit der Konditionierung der Edukte, d. h. der Betriebsdruck der Edukte muss auf den Reaktionsdruck angehoben werden. Wasserstoff wird mit den Randbedingungen von 10 bar und 25 °C in den Prozess eingeleitet. Es wird angenommen, dass das CO₂ nach dem Abscheideverfahren bei 1,5 bar und ebenfalls 25 °C vorliegt. Für beide Edukte steht jeweils ein separater Verdichter zur Verfügung (COMP-1 und COMP-2). Die beiden Verdichter sind mehrstufig ausgeführt (4-Stufen), wobei die Verdichtungsverhältnisse unter 3 eingehalten werden (1,7 und 2,7). Die einzelnen Stufen der Verdichter werden gekühlt, sodass eine Stufenausgangstemperatur von 28 °C eingehalten werden kann. Durch diese Maßnahme verringert sich deutlich die zu leistende elektrische Arbeit für die Kompression der Medien. Eine Ausnahme bildet hierbei die letzte Stufe, welche

adiabatisch betrieben wird. Auf diese Weise besitzen die vorgemischten Edukte bereits eine Temperatur von ca. 90 °C.

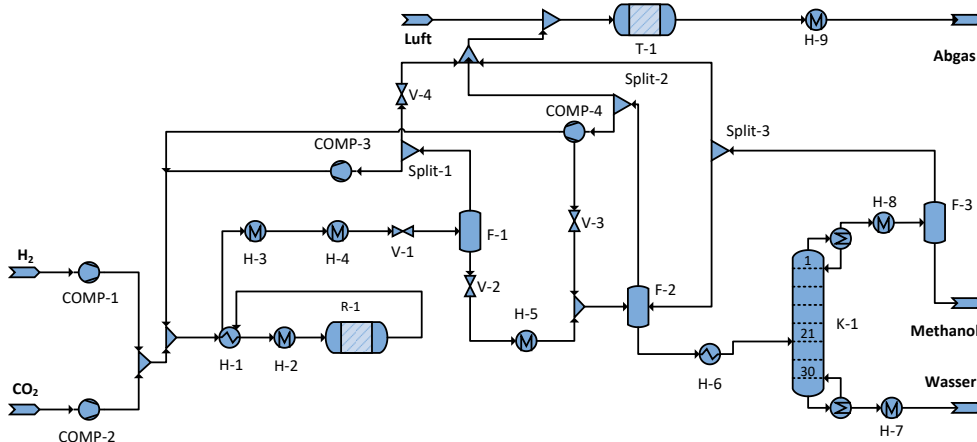


Abbildung 2.10: Vereinfachtes Prozessfließbild der modellierten Methanolsynthese

Die Reaktionstemperatur beträgt allerdings 250 °C und für den Reaktoreintritt sind 230 °C vordefiniert. Daher werden die Edukte durch den Wärmestrom der Produkte vorgewärmt. Der Wärmeübertrager H-1 ist so ausgelegt, dass er bis an die Phasengrenze der Produkte abkühlt. Die restliche Wärme wird vom Wärmeübertrager H-2 zugeführt. Die Wärmeübertrager H-3 und H-4 kühlen den Produktstrom auf 90 °C ab und der Produktstrom kondensiert dabei teilweise aus.

Der mehrphasige Produktstrom kann anschließend im Behälter F-1 aufgetrennt werden. Der Kopfstrom von Behälter F-1 besteht vorwiegend aus CO₂ (ca. 72 wt.%), H₂ (ca. 15 wt.%) und CO (ca. 4 wt.%). Ein kleiner Anteil an Methanol und Wasser wird allerdings auch hier rezykliert. Für die Rezyklierung des Kopfstroms von Behälter F-1 muss die zuvor eingestellte Druckdifferenz der Drossel V-1 überwunden werden. Diese Aufgabe erfüllt der Verdichter COMP-3. Ein kleiner Anteil (0,1 wt.%) aller Rezyklierströme im modellierten Verfahren werden abgetrennt und der Abgasnachbehandlung durch eine Fackel (T-1) zugeführt. Auf diese Weise kann die Anreicherung von ungewünschten Nebenprodukten verhindert werden und gleichzeitig wird die Konvergenz der Simulation deutlich verbessert.

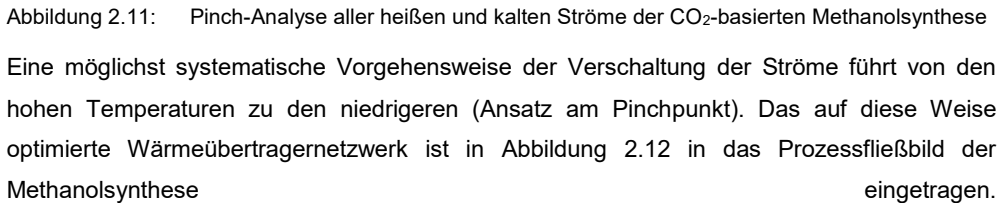
Der Sumpfstrom von Behälter F-1 wird durch die Drossel V-2 auf 1 bar entspannt. Nach dem Wärmetauscher H-5 besitzt das Rohprodukt eine Temperatur von ca. 55 °C und wird in den nächsten Behälter F-2 eingeleitet. Da nun eine neue Temperatur und ein neuer Druck im Gemisch vorliegen, liegt auch ein neues Phasengleichgewicht vor, welches für die Produktaufbereitung genutzt werden kann. Das Kopfprodukt von Behälter F-2 beinhaltet zwar mit etwa 55 wt.% CO₂ immer noch einen hohen Anteil an ungenutzten Edukten, allerdings auch mit ca. 40 wt.% Methanol einen hohen Produktanteil. Dadurch dass auch noch ein Anteil von

ca. 5 wt.% Wasser in diesem Kopfstrom enthalten sind, muss der Verdichter COMP-4 mit einer Flüssigkeitsabscheidung nach jeder Stufe ausgestattet sein. Die flüssige Phase aus dem Verdichter COMP-4 wird in diesem Fall im inneren Kreislauf mit dem Behälter F-2 rezykliert. Der gasförmige Ausgangsstrom aus dem Verdichter COMP-4 wird dem Reaktorfrischgas zugeführt. Der Sumpfstrom des Behälters F-2 enthält in dieser Simulation ca. 35 wt.% Wasser und 65 wt.% Methanol.

Die weitere Produktaufbereitung übernimmt die Kolonne C-1. Der Produktstrom wird vor dem Eintritt in Kolonne C-1 durch den Wärmeübertrager H-6 auf 80 °C vorgewärmt. Die Kolonne C-1 ist mit 30 Stufen ausgeführt. Das Produktwasser verlässt die Kolonne mit einem Massenanteil von 99,9 %. Das Methanol besitzt beim Austritt aus dem Kopfstrom der Kolonne C-1 einen Massenanteil von 99,73 %. Ein Teil CO₂ ist hier noch im flüssigen Methanol gelöst. Aus diesem Grund wurde eine letzte Produktaufbereitung durch den Behälter F-3 in das Verfahren integriert. Da im abgetrennten Kopfstrom des Behälter F-3 allerdings vorwiegend Methanol vorliegt, wird dieser Strom in den Behälter F-2 zurückgeführt. Der finale Produktstrom besitzt letztlich einen Massenanteil an Methanol von 99,9 %. Die IMPCA-Norm [52] für die Qualitätsstandards von weltweit gehandeltem Methanol sieht eine Produktreinheit bezogen auf den trockenen Zustand von 99,85 % vor. In dieser Prozessanalyse wird eine Reinheit bezogen auf den trockenen Zustand von 99,92 % erreicht und damit gilt die IMPCA-Norm als erfüllt.

Der hier beschriebene Prozess zeigt alle notwendigen Verfahrensschritte und ermöglicht eine weitere detaillierte Auslegung der Methanolsynthese mithilfe einer Pinch-Analyse. Die Pinch-Analyse wurde in Abschnitt 2.3.1.3 bereits als Methodik zur Prozessoptimierung eingeführt. Die folgende Pinch-Analyse gilt im gesamten Bericht als Beispiel für die Prozessoptimierung aller zusammenhängenden Prozessmodellierungen nach den in Abbildung 2.5 definierten Schnittstellen. Für die weiteren Verfahrensanalysen wird auf eine Darstellung der Pinch-Analyse verzichtet

Die Pinch-Analyse beginnt mit der Zusammenstellung aller Wärmeströme, d. h. alle im Prozess abgekühlten und aufgeheizten Ströme werden nach ihren Temperaturen und Wärmekapazitäten bzw. -strömen zusammengefasst. Die Zusammenfassung der Wärmeströme in ein Kurvendiagramm wird Wärmestromprofil oder engl. „composite curves“ genannt. Diese Darstellung ist in Abbildung 2.11 zu sehen. Die heißen Ströme sind in Abbildung 2.11 rot und die kalten Ströme blau markiert. Es ist zu erkennen, dass die kalten Ströme im Wärmeprofil der Methanolsynthese vollständig unterhalb der heißen Ströme liegen. Dieses Verhalten indiziert, dass eine vollständige Wärmeintegration in dem entwickelten Verfahren möglich ist. Für die erfolgreiche Wärmeübertragung müssen zusätzlich noch die minimalen Temperaturdifferenzen der Wärmeübertrager eingehalten werden (siehe Abschnitt 2.3.2). Zudem ist in der Realität eine Überschneidung (Berührung) der Kurven auf Grund der Existenz des 2. Hauptsatzes der Thermodynamik nicht möglich.



Die durch die beschriebene Pinch-Analyse optimierte Methanolsynthese kann nun bilanziert

und mittels der in Abschnitt 2.3.1.2 eingeführten Kennziffern bewertet werden. Tabelle 2.9 und Tabelle 2.10 fassen die resultierenden Massen und Energiebilanzen der Greenfield-Variante zusammen.

Tabelle 2.9: Massenbilanz der ausgelegten Methanolsynthese in der Greenfield-Variante

Eingangsströme	in kg/h	Ausgangsströme	
H ₂	791,67	Methanol	4180,1
CO ₂	5760	Wasser	2353,6
Luft	219,15	Abgas	235,936

Tabelle 2.10: Energiebilanz der ausgelegten Methanolsynthese in der Greenfield-Variante mit Betriebsmitteln

Parameter	Einheit	Wert
Elektrolyse	MW _e	37,69
CO ₂ -Abtrennung	MW _e	4,8
Syntheseleistung	MW _{th}	23,13
Elektr. Hilfsarbeit	MW _e	1,55
MD-Dampf	MW _{th}	1,864
Kühlleistung (Luft)	MW _{th}	2,99

In der Prozessbewertung zeigt die Methanolsynthese mit einem PtL-Wirkungsgrad von ca. 52,6 % eine sehr effiziente Umwandlung. Der Gesamtwirkungsgrad der PtL-Anlage kann durch eine erweiterte Wärmeintegration zwischen Methanolsynthese und CO₂-Abscheidung auf ca. 54,7 %⁵ gesteigert werden. Mit dem Ziel, die Abhängigkeiten der Prozessbewertung genauer herauszuarbeiten, wurde eine Parameterstudie zum PtL-Wirkungsgrad des Gesamtsystems durchgeführt. Die Ergebnisse sind in Abbildung 2.13 dargestellt.

⁵ Die hier angegebenen Wirkungsgrade gelten nur unter den folgenden Randbedingungen: Wasserstoff wird mit 10 bar und 25 °C in den Prozess eingeleitet. Es wird angenommen, dass das CO₂ nach dem Abscheideverfahren bei 1,5 bar und ebenfalls 25 °C vorliegt. Des Weiteren wird ein Systemwirkungsgrad der Elektrolyse von 70 % und ein spezifischer Energiebedarf zur CO₂-Abscheidung von 3 MJ/kg_{CO2} angenommen.

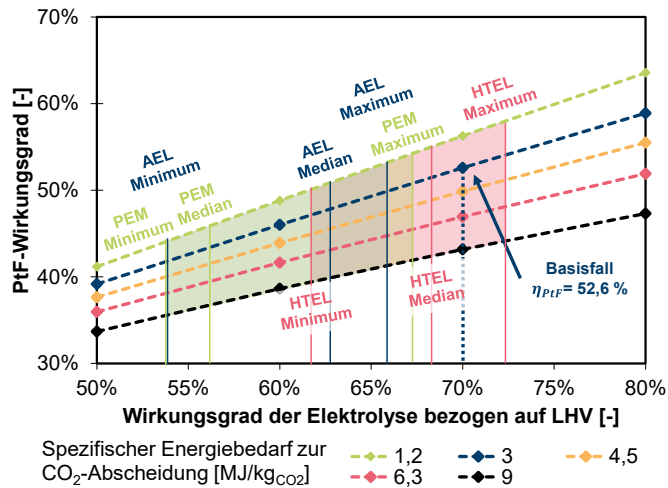


Abbildung 2.13: Parameterstudie zum PtL-Wirkungsgrad der Produktionsanlage in Abhängigkeit der gewählten Technologien zur Elektrolyse und CO₂-Abscheidung.

Der in diesem Projekt definierte Basisfall, welcher auf der hier dargestellten Parametrisierung beruht, ist in dieser Einordnung dem Betriebsbereich der HTE zuzuschreiben. PEM und AEL besitzen einen Lösungsbereich bis ca. 68 %, was in diesem Beispiel zu Wirkungsgraden von ca. 50 % führt. Der Einfluss der CO₂-Abscheidung gewinnt mit steigender Effizienz der Elektrolyse an Bedeutung und der Lösungsraum weitet sich. Bezogen auf 70 % Elektrolysewirkungsgrad kann eine Spannweite in Abhängigkeit der Parametrisierung der CO₂-Abtrennung von ca. 15 %-Punkten ausgemacht werden.

2.3.3.3. Methanol-to-Kerosene (MtK)

Die Konzeptvariante V1bMtK wurde in Anlehnung an die Konzeptvariante V1aFT (vergleiche hierzu auch Kapitel 2.3.4.1) für den gleichen CO₂-Massestrom wie aus der Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage am Standort Knapsacker Hügel konzipiert. Diese Variante stellt das entsprechende Gegenstück zur Variante V1aFT dar. Das vereinfachte Produktionsdesign ist in Abbildung 2.14 visualisiert.

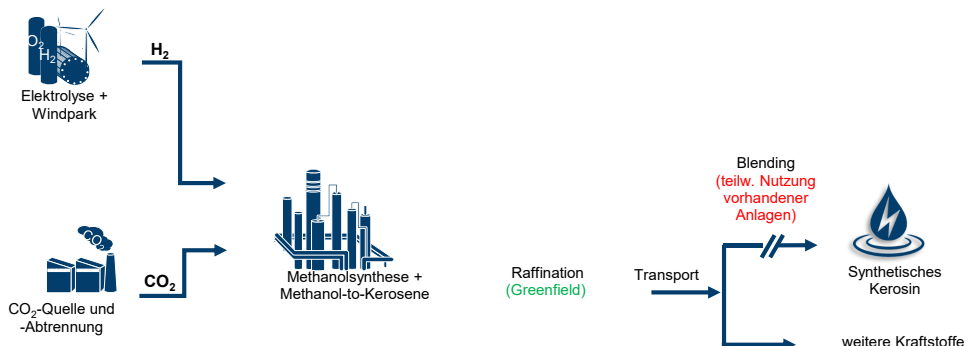


Abbildung 2.14: PtL-Produktionskette für die Greenfield-Analyse zum MtK-Verfahren (V1bMtK)

Der MtK-Prozess ist ein Gesamtprozess, welcher aus der Kombination verschiedener Einzelprozesse resultiert. Diese Prozesse umfassen den Methanol-to-Olefins-Prozess (MtO) eine Oligomerisierung der Olefine und eine anschließende Hydrierung der olefinischen Kohlenwasserstoffe [7, 8]. Wahlweise kann dem MtO-Prozess eine Synthese von Dimethylether (DME) aus Methanol vorgelagert sein, um die Exothermie des MtO-Prozesses zu reduzieren [53]. In den 1980er Jahren schlug Mobil (heute: ExxonMobil) erstmals die Kombination der Prozesse MtO und *Mobil Olefin to Gasoline and Destillate* vor, um damit synthetische Kraftstoffe zu erzeugen [10]. In den 2000er Jahren folgt dann Lurgi, die im *MtSynfuels*-Prozess die Kombination des eigenen *Methanol-to-Propylene*-Prozesses mit dem *Conversion of olefins to diesel and gasoline fuel*-Prozess vorschlagen [11].

Zunächst werden an ZSM-5 Katalysatoren die bereitgestellten Oxygenate (Methanol und/oder DME) zu leichten Olefinen (C₂-C₆) umgewandelt. Diese Olefine werden dann in der Oligomerisierung zu Olefinen höherer Kettenlänge oligomerisiert. Innerhalb dieses Teilschritts herrscht eine große Flexibilität hinsichtlich des Produktspektrums, welches sich primär über die Betriebsparameter Druck und Temperatur einstellen lässt. Der Betriebszustand, welcher zu hoher Ausbeute an Destillat – wozu auch die Kerosin-Fraktion zählt – führt, umfasst Drücke zwischen 40 und 100 bar und Temperaturen zwischen 190 und 310 °C [54]. Auch in der Oligomerisierung werden Zeolith-Katalysatoren, vorzugsweise ZSM-5, eingesetzt [55].

Aufgrund seiner Porenstruktur limitiert dieser Katalysator das Seitenkettenwachstum, welches, nach anschließender Hydrierung der langkettigen Olefine, zu einer Cetanzahl des Produktes zwischen 50 und 55 führt [10, 11, 56]. Das so entstandene Produkt besteht dann zu über 90 % aus Isoparaffinen. Je nach Betriebsweise kann das Produkt gewisse Mengen an Aromaten enthalten [8]. Die erwähnten Teilprozesse des MtK-Prozesses weisen separat betrachtet einen hohen technologischen Reifegrad (TRL 7-9) auf. Der Gesamtaufbau der erwähnten Teilprozesse in einer Demonstrationsanlage ist jedoch bisher nicht erfolgt, weshalb die technische Reife des Gesamtprozesses gegenüber den Einzelprozessen nach unten abweicht. [57] Der auf diese Weise hergestellte Flugtreibstoff verfügt derzeit über keine Zertifizierung. Dies gilt sowohl für den Einsatz als vollsynthetischer Kraftstoff als auch für eine Beimischung zu konventionellem Flugtreibstoff als sogenannter Drop-In [58]. Zur Verdeutlichung und Visualisierung der Teilprozesse und der Verschaltung zum gesamten MtK-Prozess ist in Abbildung 2.15 ein schematisches Blockfließbild des Gesamtprozesses dargestellt.

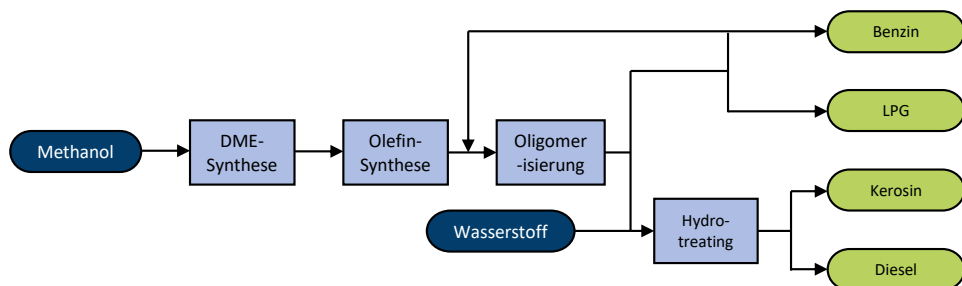
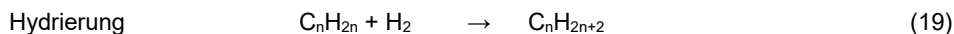
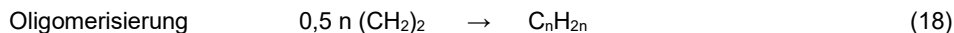
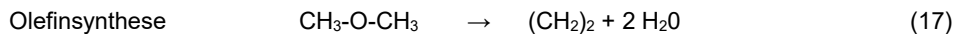
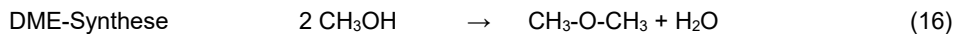


Abbildung 2.15: Schematisches Blockfließbild des MtK-Prozesses.

Zunächst wird das Methanol einer DME-Synthese zugeführt. Das hier eingesetzte Methanol kann im Kontext des Gesamtprojektes als das Methanol gesehen werden, welches zuvor in der Methanolsynthese hergestellt worden ist. Die Gleichgewichtsmischung aus Methanol, DME und Wasser tritt dann in eine Olefinsynthese ein, in der hauptsächlich kurzkettige Olefine erzeugt werden. Diese kurzkettigen Olefine werden anschließend in einer Oligomerisierung zu längerkettigen Olefinen oligomerisiert. Die langkettigen Olefine (>10 C-Atome) werden anschließend einer Hydrierung zugeführt, in der sie durch die Zugabe von Wasserstoff hydriert werden. Danach erfolgt die Trennung in eine Kerosinfraktion und eine Dieselfraktion. Die leichte Fraktion wird in eine LPG- und Benzinfraktion aufgetrennt, wobei ein Anteil der Benzinfraktion in den Einlass der Oligomerisierung rezykliert wird.

Wegen der Vielzahl unterschiedlicher Moleküle sind zudem die möglichen Reaktionen und dadurch auch die Anzahl der daraus resultierenden Reaktionsgleichungen sehr hoch. Gemäß Zech et al. [57] können die relevanten Reaktionen in vereinfachter und verallgemeinerter Schreibweise wie untenstehend dargestellt werden. Die Anzahl an Methylgruppen n variiert

dabei je nach Kettenlänge der beteiligten Kohlenwasserstoffe.



Nachdem zunächst in Abbildung 2.15 ein schematisches Blockfließbild vorgestellt worden ist und im Anschluss daran die ablaufenden Reaktionen eingeführt worden sind, findet im Folgenden die detaillierte Beschreibung und Erläuterung des entwickelten Fließbildes des MtK-Prozesses statt. Aus Darstellungsgründen ist der Gesamtprozess in zwei Abbildungen aufgeteilt. In der Umsetzung ist es jedoch ausdrücklich so, dass die vollständige und zusammenhängende Produktionskette durch Prozesssimulationen abgebildet wird. Abbildung 2.16 umfasst die DME-Synthese und die Olefinsynthese. Die Oligomerisierung und Hydrierung sowie eine umfangreiche Produkttrennung folgen in Abbildung 2.17.

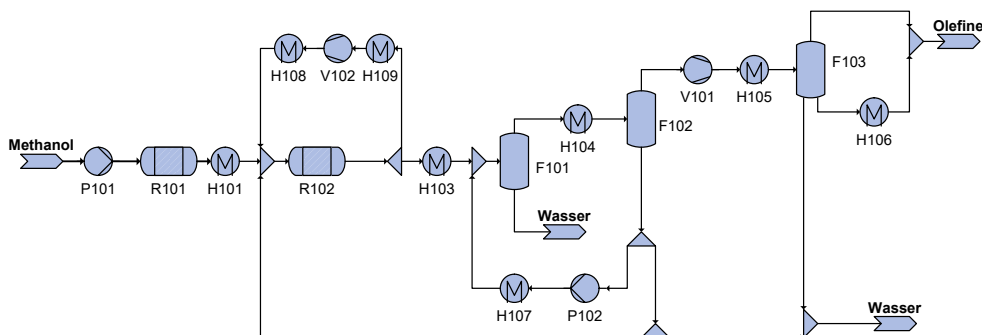


Abbildung 2.16: Prozessfließbild der DME- und der Olefinsynthese. Diese Synthesen sind der erste Teil des MtK-Prozesses.

Zu Beginn des Prozesses wird Methanol bei 25 °C und 1 bar in den Prozess gegeben. Dieses wird im Anschluss auf den Reaktionsdruck der DME-Synthese von 3,1 bar verdichtet. Die Reaktion des Methanols in eine Gleichgewichtsmischung aus DME, Wasser und Methanol findet in einem adiabaten Festbettreaktor (R101) statt, den das Gemisch mit 359 °C verlässt. Dem Gemisch wird im Anschluss aus dem Prozess rezykliertes Wasser zugegeben. Dieses hat die Funktion, die Reaktionstemperatur in den folgenden adiabaten Hordenreaktoren (R102) zu beschränken. Die Hordenreaktoren haben eine begrenzte Standzeit und müssen aufgrund der Deaktivierung des verwendeten Katalysators regelmäßig regeneriert werden. Aus diesem Grund wird die Umsetzung so realisiert, dass drei baugleiche Hordenreaktoren

parallelgeschaltet sind, von denen sich zwei im Betrieb und einer im Regenerationszyklus befindet. Hauptbestandteile des aus R102 austretenden Gemisches sind das Nebenprodukt Wasser und kurzkettige Olefine wie Propen, Buten und Penten. Zur Temperierung des Reaktors wird der Reaktoraustritt direkt in einem Splitter aufgeteilt, gekühlt und dem Reaktor wieder zugeführt. Im Anschluss daran befindet sich der Teil des in Abbildung 2.16 gezeigten Teilprozesses, welcher für die Produkttrennung sorgt. Dieser besteht neben Wärmeübertragern und Verdichtern auch aus den Behältern (Flashes) F101, F102 und F103. Hauptaufgabe dieser Behälter ist es, das Wasser aus dem Reaktionsprodukt des Reaktors R102 abzutrennen. Von dem in F102 und F103 abgetrennten Wasser wird wiederum ein Teil in den Reaktor R102 rezykliert. Der rezyklierte Wasserstrom hat die Aufgabe, die Temperatur im Reaktor in dem gewünschten Temperaturfenster zu halten und beläuft sich auf ca. 16 % des gesamten abgetrennten Wassers. Darüber hinaus ist auf Basis von Literaturdaten die Bedingung für die Trennung der Olefine definiert worden, so dass diese maximal 0,5 Gew.-% Wasser enthalten, bevor sie der Oligomerisierung zugeführt werden [55, 59].

Die bereitstehende und weitestgehend entwässerte Olefinmischung steht nun zur Oligomerisierung bereit und ist darstellungsmäßig am rechten Rand in Abbildung 2.16 mit der Bezeichnung „Olefine“ eingetragen. Die weitere Beschreibung der Prozesssimulation erfolgt Anhand von Abbildung 2.17, welche mit den übergebenen Olefinen am linken Rand beginnt.

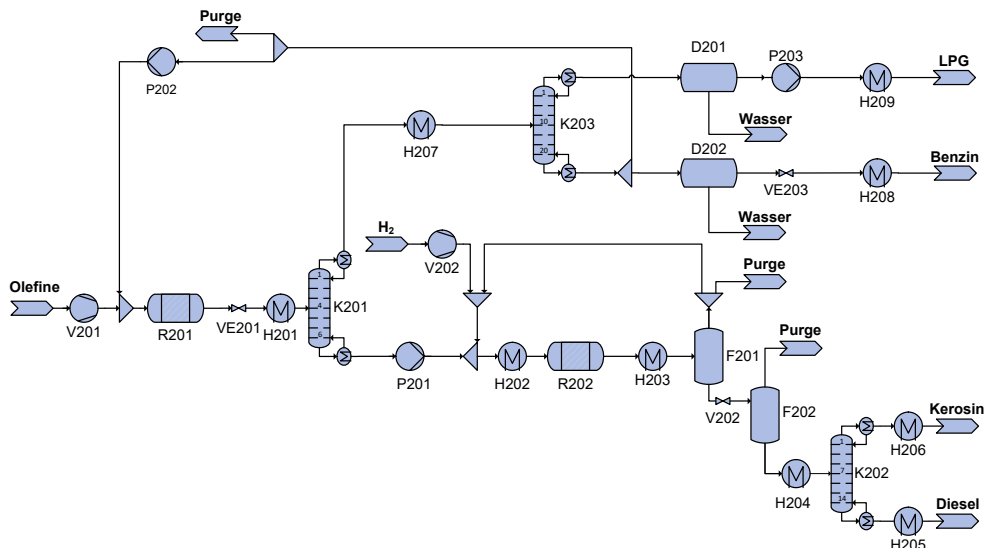


Abbildung 2.17: Prozessflussbild der Oligomerisierung, des Hydrotreatings und der Auftrennung in die Produkte. Diese Prozessschritte sind Teil 2 des gesamten MtK-Prozesses.

Abbildung 2.17 zeigt somit den zweiten Teil des MtK-Prozesses: Die Oligomerisierung der Olefine, das Hydrotreating und die Auftrennung in die einzelnen Produktfraktionen. Die Mischung kurzkettiger Olefine wird zunächst im Verdichter V201 von 3 auf 60 bar verdichtet. Der Verdichter besitzt 4 Stufen, um ein Verdichterverhältnis von drei pro Stufe nicht zu überschreiten. Die auf 60 bar verdichtete Olefinmischung wird mit einem vergleichsweise geringen Recyclingstrom der Benzinfraktion vermischt und tritt dann in den Reaktor R201 zur Oligomerisierung ein. Reaktor R201 bildet die drei adiabaten in Reihe geschalteten Reaktoren, zwischen denen das Reaktionsgemisch jeweils mittels Wärmeübertrager gekühlt wird, im Modell ab. Da die Reaktionen zur Oligomerisierung vergleichsweise langsam ablaufen, können diese über adiabate Reaktoren kontrolliert werden und es herrschen moderate Temperaturdifferenzen zwischen Reaktoreintritt sowie Austritt von maximal ca. 30 K [60]. Aus Gründen einer besser umsetzbaren Modellierung ist die zwischengekühlte Reaktorkaskade aus drei adiabaten Reaktoren als isothermer Reaktor mit einer Betriebstemperatur von 240 °C umgesetzt worden.

In der späteren ökonomischen Analyse wird die Reaktorkaskade berücksichtigt. Die bei der Oligomerisierung (und etwaiger Hydrierung) entstehenden Mengen und Eigenschaften der einzelnen Fraktionen (LPG, Benzin, Kerosin, Diesel) sind aus Liebner und Wagner [11] entnommen worden. Mit Hilfe weiterer Literatur sind die einzelnen Fraktionen im nächsten Schritt als Gruppen verschiedener Stoffe konkretisiert worden. So sind beispielsweise für die Kerosin- und Dieselfraktion Isoolefine (vor der Hydrierung zu Isoparaffinen) der Kettenlängen von 10 bis 20 C-Atomen gewählt worden [61, 62]. Die soeben beschriebenen langkettigen Isoolefine verlassen im weiteren Verlauf Kolonne K201 im Sumpf und werden anschließend in Reaktor R202 zu Isoparaffinen hydriert. Dazu wird zusätzlicher Wasserstoff in einem dreistufigen Verdichter (V201) verdichtet und im Überschuss in den Prozess gegeben, wodurch eine ausreichende Hydrierung im isothermen Reaktor R202 sichergestellt ist. Die Betriebsparameter wurden so gewählt, dass die langkettigen Isoolefine unter der Zugabe von Wasserstoff zu Isoparaffinen umgewandelt werden. In F201 wird anschließend eine Trennung des überschüssigen Wasserstoffs von den Isoparaffinen durchgeführt und der Wasserstoff rezykliert und wieder dem Reaktor R202 zugeführt. Um den Gehalt leicht-flüchtiger Komponenten weiter zu minimieren, wird mit F202 noch ein weiterer Behälter eingesetzt. Der am Boden des Behälters abgezogene Strom wird im Anschluss der Kolonne K202 zugeführt und in die Kerosinfraktion und die Dieselfraktion aufgeteilt. Die leichte in der Oligomerisierung (R201) entstehende Fraktion verlässt die nachgeschaltete Kolonne K201 über den Kopf und wird im Anschluss der Kolonne K203 zugeführt. Dort findet die Trennung der in Vergleich zu den schwereren Fraktionen massenmäßig deutlich geringeren leichten Fraktion statt, welche dort in eine Benzin- und eine LPG-Fraktion aufgetrennt wird. Von der Benzinfraktion im Sumpf der Kolonne K203 werden ca. 30 Gew.-% vor der Oligomerisierung in den Strom der gemischten

Olefine zurückgeführt. Die beiden flüssigen Fraktionen Benzin (Sumpf) und LPG (Kopf) treten nach der Auftrennung in K203 anschließend in die Dekanter D201 und D202 ein, um den Wasseranteil der Fraktionen herabzusetzen, bevor sie auf 25 °C temperiert und aus dem Prozess herausgeführt werden. Nun erfolgt die Bilanzierung und die anschließende Bewertung anhand zuvor eingeführter Kenngrößen aus Abschnitt 2.3.1.2. Die am MtK-Prozess beteiligten Stoffströme sind in Tabelle 2.11 zusammengestellt.

Tabelle 2.11: Materialbilanz für den MtK-Prozess

Input		Output	
Methanol	4176,90 kg/h	Kerosin	850,98 kg/h
Wasserstoff (H ₂)	17,42 kg/h	Diesel	694,87 kg/h
		Benzin	192,68 kg/h
		LPG	162,71 kg/h
		Wasser	2284,21 kg/h
		Purge	2,09 kg/h
		Kohlenstoffablagerungen	6,77 kg/h

Neben den in Tabelle 2.11 direkt an den Reaktionen beteiligten Komponenten lassen sich auch die benötigten Betriebsmittel des Prozesses bilanzieren (siehe Tabelle 2.12).

Tabelle 2.12: Betriebsmittelbilanz des MtK-Prozesses

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kühlung	
Hochdruckdampf	-
Mitteldruckdampf	233,93
Niederdruckdampf	776,94
Kühlluft	7479,24
Kühlwasser	994,79
Kühlmittel 1	181,93
Elektrizität für den Prozess	
Kompressoren und Pumpen	717,36

Die in Abschnitt 2.3.1.2 eingeführten Kennziffern können nun mit Hilfe der Bilanzen ermittelt werden. Dabei beträgt der Power-to-Liquid Wirkungsgrad 46,9 %, der chemische Umsetzungsgrad 89 % und der Anlagenwirkungsgrad 87,3 %.

2.3.3.4. Methanol-to-Gasoline (MtG)

Die Herstellung von Benzin aus Methanol war die erste kommerzielle Umsetzung der Methanol-zu-Kohlenwasserstoff Synthese mit der ursprünglichen Motivation, aus abgelegenen Erdgasvorkommen über das Zwischenprodukt Methanol, ein höherwertiges und einfach zu transportierendes Produkt zu erzeugen [63]. Das Blockfließbild der Anlage zeigt Abbildung 2.18. Methanol wird bei 300-320 °C und 26-27 bar zuerst in einem adiabaten Festbettreaktor zu einer Gleichgewichtsmischung bestehend aus Dimethylether (DME), Methanol und Wasser umgewandelt. Die Gleichgewichtsmischung wird zusammen mit zurück geführten leichten Gasen bei 350-420 °C und 19-23 bar in einem adiabatischen Festbettreaktor in Kohlenwasserstoffe mithilfe des ZSM-5 Katalysators umgesetzt. Im Anschluss wird das Produkt in den Recyclestrom, einen aus leichten Kohlenwasserstoffen bestehenden Purgestrom (engl. *Purge*), Wasser und die gewünschte Kohlenwasserstoffmischung aufgeteilt, welche zu 80 Gew.-% aus der gewünschten C₅-C₁₀ Benzinfraktion besteht [63]. Dabei ist Durol (1,2,4,5-Tetramethylbenzol) das aufgrund der Formselektivität des ZSM-5 Katalysators größte Molekül, welches diesen verlassen kann [63]. Dieses ist aufgrund des niedrigen Schmelzpunktes von 79 °C eine unerwünschte Komponente, welche eine zusätzliche Aufbereitung des Rohbensins zwingend nötig macht [63].

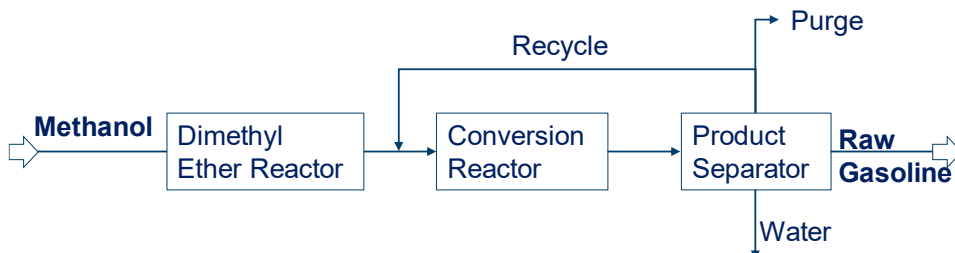


Abbildung 2.18: Schematisches Prozessfließbild der konventionellen MtG-Synthese nach Schmidt, Reichelt [63].

Abbildung 2.19 zeigt das für das Projekt entwickelte Verfahrensließbild der MtG-Synthese. Dieses besteht aus den Teilverfahrensschritten Kohlenwasserstoffsynthese aus Methanol im R-MtG Reaktor, Aufbereitung des Reaktorproduktes in Destillationskolonnen T-1 und T-2, sowie der Wiederverwertung der leichten Gase in einer Reformer-Einheit, welche Methanol im R-MeOH aus dem entstandenen Synthesegas produziert. Im Teilverfahrensschritt der Kohlenwasserstoffsynthese aus Methanol wird das im Gegensatz zur vorgestellten, klassischen MtG-Synthese weiterentwickelte Verfahren von Seifert, Meyer [64] und Stahlschmidt [65] verwendet. Gegenüber dem konventionellen Verfahren von ExxonMobil aus den 1980er Jahren [63] ermöglicht das gezeigte MtG-Verfahren eine direkte Synthese von Benzin aus Methanol ohne das Zwischenprodukt Dimethylether. Dies wird durch einen isothermen Reaktor mit

Salzschmelzekreislauf und einem modifizierten ZSM-5 Katalysator erreicht [66-68]. Indem die Temperatur im Reaktor innerhalb eines kleinen Fensters von 290-320 °C gehalten wird, kann Benzin mit höherer Klopfestigkeit und geringerem Duroolgehalt hergestellt werden, was die Nachbehandlung im Vergleich zum konventionellen Konzept reduziert [66]. Eine Pilotanlage mit dieser Technologie mit einer Kapazität von 120 l/h Benzin wird seit 2010 betrieben, was einem TRL von 7-8 entspricht.

Im abgebildeten Prozess wurden die veröffentlichten Produktzusammensetzungen des MtG-Reaktorproduktes [65] genutzt.

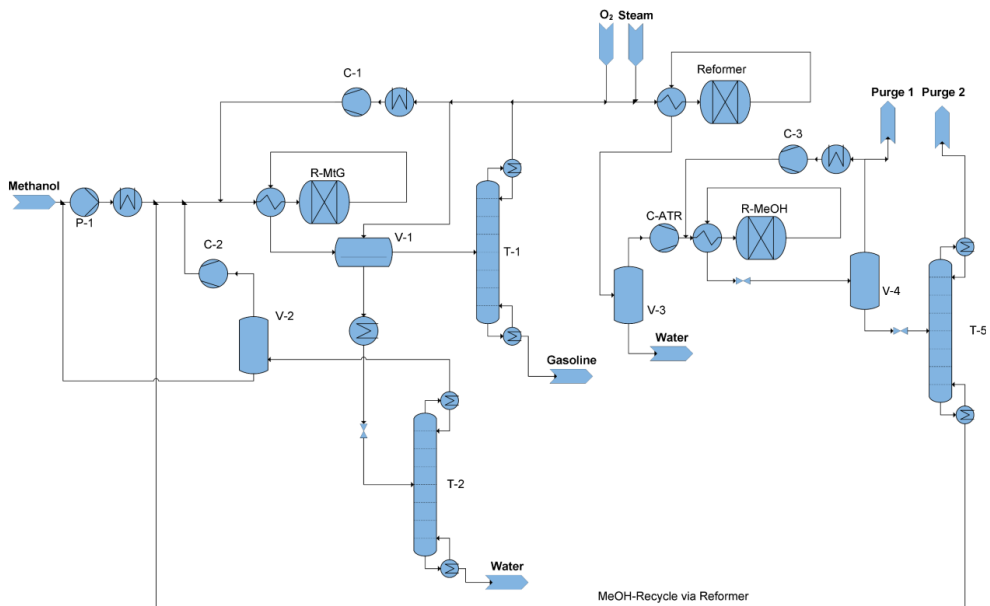


Abbildung 2.19: Entwickeltes Verfahrensfliessbild der MtG-Synthese, basierend auf dem von Seifert, Meyer [64] und Stahl Schmidt [65] vorgestellten Verfahren, kombiniert mit einer Reformierung der leichten Gase nach Schemme [13]

Methanol wird auf den Reaktordruck von 6,5 bar verdichtet, anschließend verdampft und mithilfe des Produktstromes des MtG-Reaktors erwärmt. Im MtG-Reaktor erfolgt anschließend bei konstanten 300 °C [68] die exotherme Umsetzung von Methanol zu Kohlenwasserstoffen. Überschüssige Wärme wird durch die Erzeugung von Hochdruckdampf abgeführt. Das Produkt wird anschließend im Dreiphasentrenner V-1 in leichte Gase, eine flüssige Rohbenzinzfraktion und eine Methanol-Wasserfraktion bei 10 °C getrennt. Die leichten Gase werden durch den Kompressor C-1 rezykliert. Aus der Rohbenzinzfraktion wird in Kolonne T-1 das Zielprodukt Benzin über den Sumpf gewonnen. Zielvorgabe der Modellierung von T-1 ist ein Dampfdruck des Produktes von 60 kPa, was den Grenzwert zwischen Sommer- und Winterbenzin darstellt. Die am Kopf von T-1 abgetrennten leichten Gase werden der Reformer-Einheit zugeführt. Die

Methanol-Wasserfraktion aus V-1 wird auf 1 bar entspannt und in Kolonne T-2 in eine Methanolfraction und Wasser getrennt. Da die Methanolfraction ebenfalls leichtsiedende Komponenten wie DME enthält, wird diese im Behälter V-2 bei 30 °C in eine Gas- und Flüssigphase aufgetrennt, welche jeweils entweder über den Kompressor C-2 oder die Pumpe P-1 zum Reaktor zurückgeführt werden. Analog zum Konzept von Schemme [13] wird das Purgegas in einem autothermen Reformer zu Synthesegas umgesetzt. Nach Abtrennung von Wasser wird dieses Synthesegas auf die Reaktionsbedingungen von 100 bar und 200 °C gebracht. Der Methanolreaktor wird mithilfe eines Gleichgewichtsreaktors modelliert. Das sich somit im chemischen Gleichgewicht befindende Reaktorprodukt wird im Behälter V-4 in Gas- und Flüssigphase getrennt. Die Flüssigphase aus Behälter V-4 wird in Kolonne T-3 von restlichen leichten Gasen getrennt, die als Purge 2 das System verlassen. Der zu 99,995 Vol.-% aus Methanol bestehende Sumpfstrom der Kolonne T-3 wird abschließend zur MtG-Synthese zurückgeführt.

Nachdem der MtG-Prozess nun beschrieben worden ist, wird näher auf eine mögliche Optimierung des Verfahrens durch den Einsatz eines Reformers eingegangen. Dieser Ansatz zur Optimierung ist in Abschnitt 2.3.1.3 vorgestellt und detailliert beschrieben.

Die Gesamt- und Kohlenstoffausbeuten des Produktes Benzin sind bezogen auf die beschriebenen zugeführten Edukte in Abbildung 2.20 dargestellt.

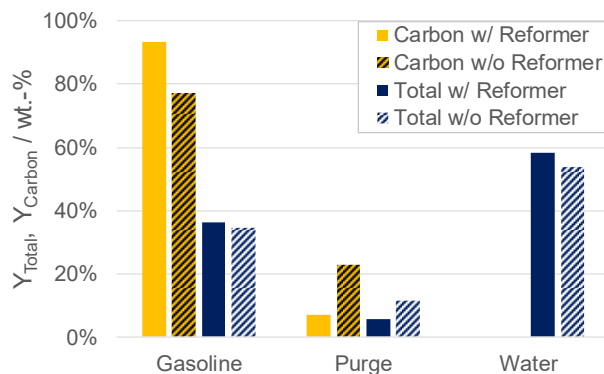


Abbildung 2.20: Gesamt- (engl. Y_{Total}) und Kohlenstoffausbeuten (engl. Y_{Carbon}) für die beiden Fälle mit (w/) und ohne (w/o) Reformer-Einheit.

Hierbei werden jeweils die Ergebnisse mit und ohne Einführung der in Abbildung 2.19 dargestellten Reformereinheit gezeigt. Bei der Gesamtausbeute (Y_{Total}) liegt ein Anteil von 54 Gew.-% Wasser im Fall ohne Reformer (w/o Reformer) vor. Mit Reformer (w/ Reformer) steigt dieser Anteil durch die Zugabe von Wasserdampf. Die Gesamtausbeute an Benzin steigt um 1.5 %-Pkt. wenn ein Reformer verwendet wird. Die Kohlenstoffausbeute (Y_{Carbon}) zeigt, dass mit Reformer 93 % des im Methanol gespeicherten Kohlenstoffes in die Benzinfraction überführt

werden können, ohne Reformer nur 77 %. Dies ist ebenfalls deutlich am erhöhten Purgeanteil im Fall ohne Reformer in Abbildung 2.20 zu erkennen.

Nun erfolgt die Bilanzierung des optimierten MtG-Prozesses. Dazu sind zunächst in Tabelle 2.13 die Materialbilanzen dargestellt.

Tabelle 2.13: Materialbilanzen für den MtG-Prozess

Input		Output	
Methanol	4184,5 kg/h	Benzin	1704,0 kg/h
Sauerstoff (O ₂)	427,8 kg/h	Wasser	2704,0 kg/h
Wasser	261,3 kg/h	Purge	465,1 kg/h

Neben den in Tabelle 2.13 aufgeführten Materialbilanzen sind zudem die in Tabelle 2.14 dargestellten Betriebsmittelbilanzen für die Bewertung eines Prozesses ausschlaggebend.

Tabelle 2.14: Betriebsmittelbilanzen für den MtG-Prozess

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kühlung	
Hochdruckdampf	2563,67
Mitteldruckdampf	1930,46
Niederdruckdampf	2985,06
Kühlluft	9740,06
Kühlwasser	3186,48
Kühlmittel 1	1533,6
Heizung	
Elektrizität für den Prozess	
Kompressoren und Pumpen	1809,65

Die in Abschnitt 2.3.1.2 eingeführten Kennziffern können nun mit Hilfe der Bilanzen ermittelt werden. Dabei beträgt der Power-to-Liquid Wirkungsgrad 46,8 %, der chemische Umsetzungsgrad 86,5 % und der Anlagenwirkungsgrad 84,6 %.

2.3.3.5. Methyl-tert-butylether (MTBE)

Winterberg, Schulte-Körne [69] haben den Stand der Technik der MTBE-Produktion zusammengefasst. Mögliche Katalysatoren zur Herstellung aus Isobuten und Methanol sind Bentonite, Zeolithe oder makroporöse Ionenaustauschharze, wobei letztere großtechnisch verwendet werden. [69] industriell wird MTBE aus C₄-Olefinmischungen hergestellt. Diese bestehen aus Butadien, Isobuten, 1-Buten, Trans-Buten und Cis-Buten sowie aus Isobutan und n-Butan. Zunächst wird Butadien abgetrennt oder hydriert. Anschließend wird das Gemisch, bestehend aus C₄-Olefinen und -Alkanen mit Methanol, über einem sauren Katalysator im Festbett umgesetzt. Aus dem größten Teil des Isobutens entsteht MTBE. Die weitere Aufarbeitung erfolgt entweder mit einer Destillation oder einer Reaktivdestillation. [70] Die untenstehende Gleichung (20) zeigt die Reaktionsgleichung. Die Reaktion ist mit -37,7 kJ/mol leicht exotherm [71].



Nach Winterberg, Schulte-Körne [69] wird die Reaktionskinetik durch den Langmuir-Hinshelwood oder den Eley-Rideal Ansatz beschrieben, wobei der Eley-Rideal Ansatz besser geeignet ist. Das am häufigsten verwendete Modell ist nach Winterberg, Schulte-Körne [69] jenes von Rehfinger & Hoffmann [71, 72]. Die Reaktion ist hoch selektiv, so dass Methanol, auch in Anwesenheit anderer C₄-Olefine, ausschließlich mit Isobuten reagiert. Die Reaktion erfolgt in der flüssigen Phase [72].

Mögliche Nebenprodukte der MTBE-Synthese sind nach Tejero, Cunill [73]

- Di-isobuten durch Dimerisierung von Isobuten,
- Tert-Butanol (TBA) durch die Hydratation von Isobuten,
- DME und Wasser durch die Dehydratation von Methanol und
- sec-Butylmethylether (MSBE) durch die Methanolyse von linearen Butenen.

Nach Rehfinger and Hoffmann [71] ist die einzig wichtige Nebenreaktion die Dimerisierung von Isobuten zu Diisobuten.

Abbildung 2.21 gibt einen Überblick über die konventionelle MTBE Synthese: Ein Mix aus C₄-Olefinen und Methanol wird zur MTBE und Raffinat 2 umgewandelt.

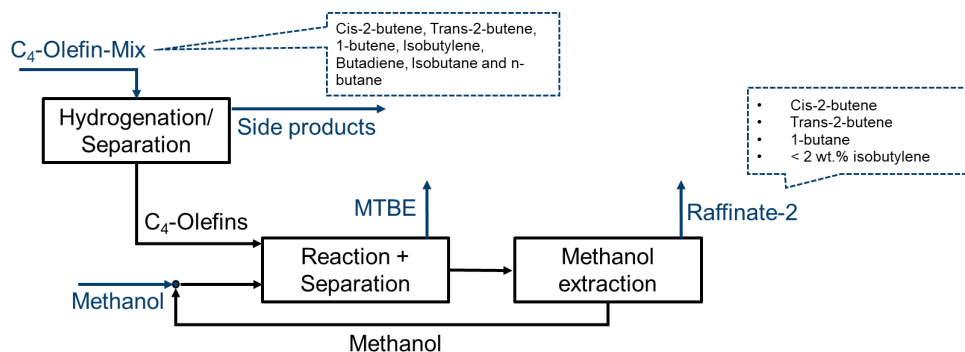


Abbildung 2.21: Schema der konventionellem MTBE-Synthese basierend auf Winterberg, Schulte-Körne [69] und Becker [74].

Der Umsatz von Isobuten zu MTBE reicht von 85-97 % durch katalytische Destillation. In den meisten Anlagen liegt dieser bei 95-97 %. Bis zu 98 % Umsatz und > 99,7 % Produkt-Reinheit sind mit Methanol Überschuss möglich. Methanol im Feed-Strom unterdrückt die exotherme Dimerisierung von Isobuten. Bei den konventionellen Verfahren, wie beispielsweise dem genannten Prozess, wird die Trennung in der ersten Destillationskolonne so durchgeführt, dass in der ersten Trennkolonne MTBE als Schwertsieder und ein Azeotrop aus MTBE Methanol bzw. aus Methanol und C₄-Olefinen als Leichtsieder erhalten werden [70].

Bei 10 % Methanolüberschuss ist die Selektivität hinsichtlich MTBE praktisch 100 %. Die Prozesse laufen alle im Bereich 50-90 °C ab. In den Prozessen von Snamprogetti, Hüls und Arco beträgt der Druck 1 - 1,5 MPa [69]. Prozesse mit äquimolarem Verhältnis von Methanol zu Isobuten sind beispielsweise jene nach Becker [74] oder Ancillotti, Milanese [75]. Becker [74] gibt in seinem Patent einen bevorzugten Druck von 3 bis 20 bar, eine bevorzugte Temperatur von 40 bis 90 °C und eine Raumgeschwindigkeit (engl. weight hourly space velocity, WHSV) von 0,1 bis 15 kg Gesamteinsatzstoffe pro kg Kationenaustauscher pro Stunde an.

Abbildung 2.22 zeigt den entwickelten MTBE-Prozess. Die Prozessauslegung orientiert sich im Wesentlichen an dem von Schleppinghoff [76] veröffentlichten Patent. In dem von Schleppinghoff [76] veröffentlichten Verfahren wird neben einer ersten Reaktionsstufe ein zur Trennkolonne parallel geschalter Reaktor für einen höheren Umsatz verwendet. So wird ein Methanolgehalt im Kopf der Kolonne von 0,6-0,8 Gew.-% erreicht [76]. Des Weiteren wurde die Randbedingung so implementiert, dass Methanol und MTBE im Reaktor flüssig vorliegen, da die Reaktion nur in der flüssigen Phase abläuft [71] und die Betriebsbedingungen des Reaktors im Verfahren nach Schleppinghoff [76] so gewählt werden, dass die Reaktion in der flüssigen Phase ablaufen kann.

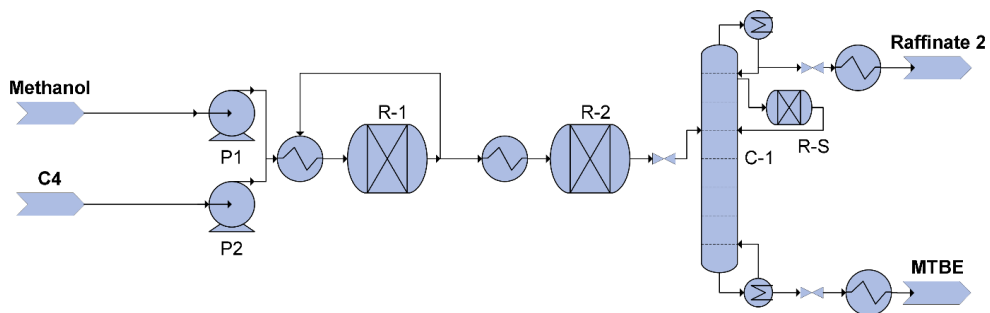


Abbildung 2.22: Fließbild der MTBE-Synthese.

Die Pumpen P1 und P2 verdichten das flüssig vorliegende Methanol und das C₄-Gemisch auf 15 bar. Der eingehende Methanol Strom wird dabei so eingestellt, dass das molare Verhältnis von Methanol Isobuten 1:1 beträgt. Nach Schleppinghoff [76] beträgt dieses 0,9-1,11:1. Der Wärmeübertrager vor dem Reaktor R-1 stellt die Temperatur auf 50 °C ein. Nach dem ersten Reaktor R-1 wird ein Teil des Produktstroms zum Eingang des Reaktors zurückgeführt. Über diese Rückführung wird der Reaktorbetrieb auf 77 °C, wie in Schleppinghoff [76], geregelt. Anschließend wird der Strom wieder auf 50 °C gekühlt. Der zweite kleinere Reaktor R-2 wird bei 55 °C adiabatisch betrieben. Vor der Kolonne C-1 wird der Strom auf 5 bar entspannt. Anschließend wird dieser auf Stufe 15 in die 60-Stufige Kolonne C-1 eingespeist. Schleppinghoff [76] gibt für diese Kolonne einen Bereich von 30-80 Stufen, bzw. bevorzugt 40-70 Stufen sowie ein Rücklaufverhältnis von 0,1-5 an. Im entwickelten Fließbild nimmt das Rücklaufverhältnis der Kolonne C-1 einen Wert von 5 ein. Aus Stufe 3 der Kolonne wird ein flüssiger Massenstrom von 143 kg/h bei 50 °C in den Reaktor R-S geführt. Dies entspricht circa 100 % des in die Kolonne eingehenden bzw. 204 % des am Kopf vorliegenden Massenstroms. Schleppinghoff [76] definiert für diesen Massenstrom einen Bereich von 50-200 % bzw. bevorzugt 75-150 % des am Kopf der Kolonne vorliegenden Massenstroms. Nach der Reaktion im Reaktor R-S liegt das Gemisch bei 54 °C vor und wird auf Stufe 15 wieder in Kolonne C-1 eingespeist. Nach der Auftrennung in der Kolonne wird der Raffinat 2 Strom auf 3 bar entspannt und auf 77,62 °C aufgeheizt, damit der Strom wieder dem MtK-Prozess zugeführt werden kann. Der MTBE-Sumpfstrom wird ebenfalls auf 3 bar entspannt und anschließend auf 30 °C abgekühlt.

Tabelle 2.15: Materialbilanzen des MTBE-Prozesses

Input		Output	
Methanol	27,68 kg/h	MTBE	73,39 kg/h
C4-Olefin-Strom	114,79 kg/h	Raffinat 2	69,08 kg/h
1-Buten	17,83 kg/h	1-Buten	17,80 kg/h
Cis-2-Buten	21,54 kg/h	Cis-2-Buten	21,50 kg/h
Isobuten	48,55 kg/h	Isobuten	1,77 kg/h
Trans-2-Buten	21,54 kg/h	Trans-2-Buten	21,50 kg/h
N-Butan	0,55 kg/h	N-Butan	0,57 kg/h
Isobutan	4,78 kg/h	Isobutan	4,95 kg/h
		Methanol	0,99 kg/h

Neben den in Tabelle 2.15 aufgeführten Materialbilanzen sind zudem die in Tabelle 2.16 dargestellten Betriebsmittelbilanzen für die Bewertung eines Prozesses ausschlaggebend.

Tabelle 2.16: Betriebsmittelbilanzen des MTBE-Prozesses

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kühlung	
Kühlluft	171,73
Kühlwasser	1,47
Heizung	
Niederdruckdampf	175,40
Elektrizität für den Prozess	
Kompressoren und Pumpen	1809,65

Der in Abschnitt 2.3.3.3 vorgestellte MtK-Prozess erzeugt eine Mischung kurzkettiger olefinischer Kohlenwasserstoffe (C_2 - C_6) als Zwischenprodukt, welche im weiteren Verlauf des MtK-Prozesses zu langkettigen Olefinen oligomerisiert werden. Aus dieser Olefinmischung wird für die MTBE-Synthese eine C_4 -Fraktion abgetrennt (vgl. Abbildung 2.23). Da die benötigte C_4 -Fraktion bezogen auf den Siedepunkt zwischen den anderen Olefinen der Mischung liegt, werden die zwei Kolonnen K301 und K302 benötigt, um die C_4 -Fraktion abzutrennen und für den MTBE-Prozess bereitzustellen. Die durch den MTBE-Prozess mit Isobuten abereicherte C_4 -Fraktion wird anschließend mit den zuvor in den Kolonnen abgetrennten C_3 - und C_5 -Fraktionen zusammengeführt und dem hinteren Teil des MtK-Prozesses zugeführt (vgl.

MtK-Teil 2 in Abschnitt 2.3.3.3). Der Massenstrom, welcher der Trenneinheit zugeführt wird, beträgt 1882 kg/h. Der zusammengeführte, mit Isobuten abgereicherte, Massenstrom beträgt 1836 kg/h. Dieser Massenstrom wird anschließend dem hinteren Teil des MtK-Prozesses (Oligomerisierung, Hydrierung) zugeführt. Die auf diese Weise in den MtK-Prozess eingefügte Trenneinheit weist nahezu kein Potenzial für eine Wärmeintegration auf, wodurch die Bedarfe der Kolonnen durch Utilities wie Kühlmittel und Niederdruckdampf gedeckt werden. Nachfolgend ist in Abbildung 2.23 die beschriebene Trenneinheit zur Kopplung des MTBE-Prozesses mit dem MtK-Prozess abgebildet.

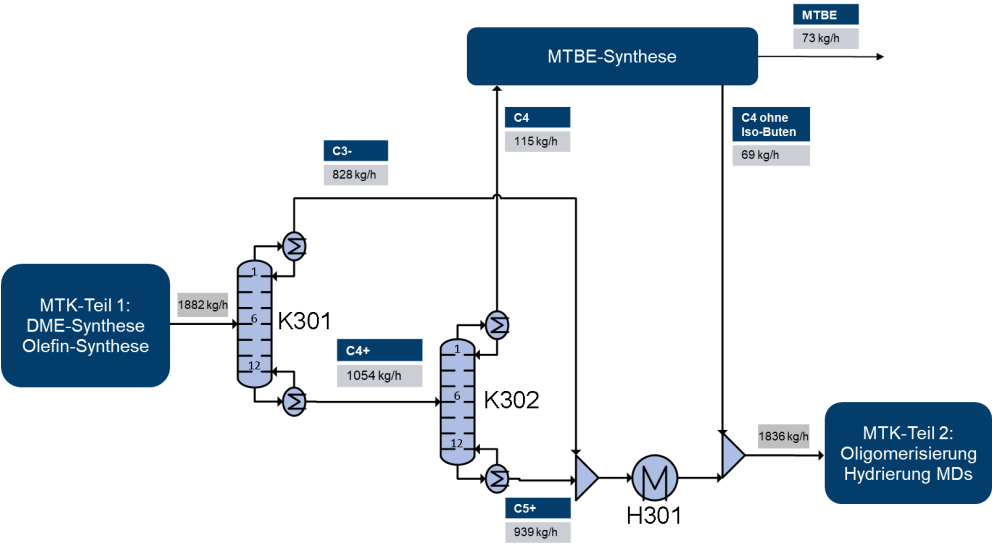


Abbildung 2.23: Abtrenneinheit für C₄-Fraktion aus MtK-prozess für den MTBE-Prozess
 Darüber hinaus sind die Betriebsmittelbedarfe der Trenneinheit in Tabelle 2.17 dargestellt.

Tabelle 2.17: Betriebsmittelbilanzen der Trenneinheit zwischen MtK und MTBE

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kühlung	
Kühlmittel 1	1166,17
Heizung	
Niederdruckdampf	1155,89
Elektrizität für den Prozess	

2.3.4. Brownfield-Analyse der PtL-Verfahrensrouten

Die Brownfield-Analyse führt die Verfahrensanalyse weiter an die Realisierung einer Demo-Anlage heran, indem die für die Greenfield-Umgebung entwickelten Prozesse an die Randbedingungen der Brownfield-Umgebungen angepasst und verändert werden. Damit werden in diesem Abschnitt Inhalte aus den Arbeitspaketen 2.6, 2.7 und 2.8 zusammengeführt. Als erster Schritt in diesem Entwicklungsverfahren werden die relevanten Brownfield-Konzeptvarianten in Abschnitt 2.3.4.1 definiert. Anschließend folgen die Prozessanalysen der FT-Varianten in Abschnitt 2.3.4.2 und die Anpassung der Methanolsynthese in Abschnitt 2.3.4.3.

2.3.4.1. Festlegung der zu untersuchenden Brownfield-Konzeptvarianten

Für den Vergleich der Top-Varianten werden **ausschließlich die Implementierungsmöglichkeiten der FT-Verfahren** untersucht. Die Wahl des Fischer-Tropsch Verfahrens stützt sich auf die folgenden Aspekte:

- Für eine kurzfristige Realisierung einer Demonstrationsanlage bis zum Jahr 2025 können nur Verfahren mit einem hohen technologischen Reifegrad (TRL >7) und
- einer gültigen Lizenzierung für die Einsetzbarkeit in der Luftfahrt berücksichtigt werden.

Die Produkte aus dem Fischer-Tropsch Verfahren besitzen eine gültige Zertifizierung über das Co-Processing und der technologische Reifegrad des FT-Verfahrens ist höher zu bewerten als der des MtK-Verfahrens. Das MtK-Verfahren ist gegenwärtig nicht zertifiziert. Zusätzlich bietet das FT-Verfahren das Potenzial durch eine erweiterte Wärmeintegration zwischen den Prozessschritten sehr hohe Systemwirkungsgrade zu erschließen. Für die mittel- bzw. langfristigen Umsetzungsstrategien für 2030 und 2035 stehen die MtK-Verfahren tendenziell zur Verfügung, wenn bis dahin die Zertifizierung durchgeführt und der technologische Reifegrad verbessert worden sind. Aufgrund der zeitlichen Begrenzung des Projekts wurde auf eine Anpassung der MtK-Verfahren für diese beiden Fälle verzichtet. Dieser Verzicht wurde aus organisatorischen Gründen getroffen und spiegelt nicht das Fehlen technischer oder wirtschaftlicher Potenziale wider. Im Gegenteil wird dem MtK-Verfahren ein großes Potenzial zugeschrieben in Zukunft eine wichtige Rolle bei der Herstellung von synthetischen Kraftstoffen und im speziellen Kerosin einzunehmen. Die Potenziale wurden bereits in der Greenfield-Analyse verdeutlicht. Als Kompromiss wurde die Methanolsynthese für den Brownfield-Fall adaptiert und in den Investitionskosten berücksichtigt. Folgende **Konzeptvarianten (Top-Varianten)** wurden unter Berücksichtigung der jeweiligen Standortcharakteristiken, im Wesentlichen der Größe und Beschaffenheit der verfügbaren bzw. erwarteten CO₂-/CO-Punktquellen an den in Kapitel 2.2.1 ermittelten Top-Standorten definiert und konfiguriert:

Konzeptvariante 1 (V1aFT bzw. V1-FT): Anbindung an eine Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage am Knapsacker Hügel

In der sich im Genehmigungsverfahren befindlichen Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage Knapsacker Hügel sollen ab 2026 jährlich 180.000 Tonnen Klärschlamm (Originalsubstanz, entspricht 45.000 t/a Trockensubstanz) bei ca. 8.000 Betriebsstunden verbrannt werden. Bei einer angenommenen CO₂-Abtrennrate von 90 % können etwa 1,6 kg CO₂ pro Sekunde bei einem leichten Überdruck von 0,5 bar sowie wassergesättigt bei 40°C für die anschließende Synthese zur Verfügung gestellt werden. Diese CO₂-Punktquelle dient als Ausgangspunkt für die Auslegung der weiteren Komponenten der CCU-Demonstrationsanlage.

Das aus der Synthese resultierende Produkt (JetCrude) wird in die BP-Raffinerie nach Gelsenkirchen transportiert und in bestehenden Anlagen der BP raffiniert bzw. einem Blending mit weiteren Produktströmen unterzogen. Die Konzeptvariante 1 wird durch ein vereinfachtes Produktionsdesign zusammengefasst (siehe Abbildung 2.24).

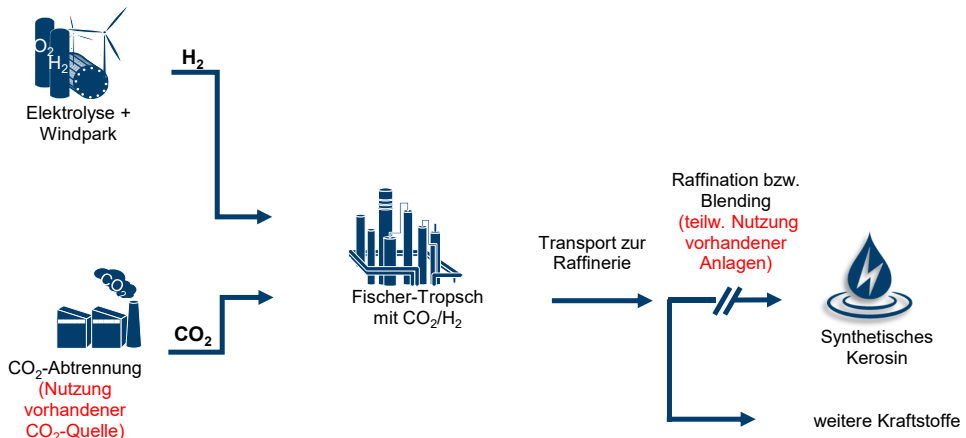


Abbildung 2.24: Konzeptvariante 1 (V1aFT bzw. V1-FT): Anbindung an eine Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage am Knapsacker Hügel

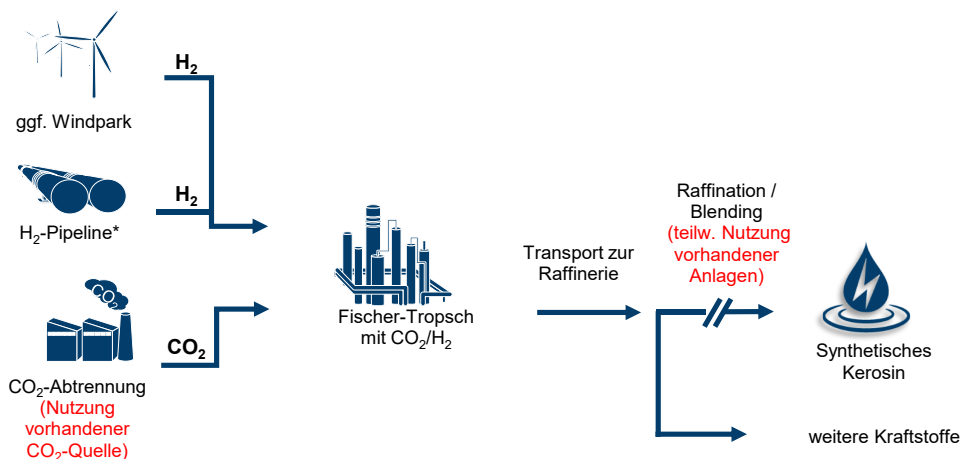
Konzeptvariante 2 (V2-FT): Anbindung an einen Block des MHKW Essen-Karnap

Im Müllheizkraftwerk Essen-Karnap werden bei über 8.000 Betriebsstunden jährlich ca. 745.000 Tonnen Siedlungsabfälle, die einen biogenen C-Anteil von knapp 50 % haben, in vier autarken Linien verfeuert. Bei einer angenommenen 90 %-igen CO₂-Abtrennung mittels einer aminbasierten CO₂-Wäsche bedeutet dies, dass bis zu 20 kg CO₂ pro Sekunde für die Synthesen zur Verfügung gestellt werden können. Für diese Studie wird die Betrachtung einer Linie mit ca. 5 kg CO₂ pro Sekunde (davon biogen: 2,5 kg CO₂/s) weiterverfolgt.

Aufgrund der im Vergleich zum Knapsacker Hügel (Konzeptvariante V1) größeren Baugröße der CCU-Demonstrationsanlagen und der in Essen-Karnap limitierten Verfügbarkeit von freien

Bauflächen für einen Elektrolyseur wurde in Konzeptvariante 2 als H₂-Quelle die Anbindung an eine H₂-Pipeline unterstellt.

Der Transport des oder der Edukte und die weitere Verarbeitung derselben erfolgen wie in Konzeptvariante V1a beschrieben, wobei sich hier neben der Schiene auch ein Transport mit dem Schiff über den Rhein-Herne-Kanal in die nahegelegene Raffinerie in Gelsenkirchen anbietet. Die Konzeptvariante 2 wird durch Abbildung 2.25 dargestellt.



*) H₂-Pipeline nicht Bestandteil der Konzeptplanung

Abbildung 2.25: Konzeptvariante 2 (V2-FT): Anbindung an einen Strang des MHKW Essen-Karnap

Konzeptvariante 3 (V3): Anbindung an eine Klärschlamm-Hochtemperaturkonversion Knapsacker Hügel

Für die Herstellung von Synthesegas über die Hochtemperaturkonversion (Vergasung) werden als Rohstoffe Gemische aus Klärschlamm und Restmüll angenommen. Das in der Hochtemperaturkonversion entstehende Rohgas wird in einer anschließenden Gasaufbereitung entsprechend den Anforderungen der Fischer-Tropsch-Synthese gereinigt. Hier findet auch die Rückgewinnung von Phosphor aus dem eingesetzten Klärschlamm statt. Das gereinigte Synthesegas enthält neben CO und H₂ auch das in der Hochtemperaturkonversion entstehende CO₂, welches in einer nachgeschalteten reversen Water-Gas-Shift-Stufe in CO umgewandelt wird. Durch die Einspeisung von regenerativem Wasserstoff wird das für die Fischer-Tropsch-Synthese benötigte H₂/CO-Verhältnis erzielt.

Die Auslegung der Anlage in Konzeptvariante 3 leitet sich aus der Größe des Vergasers ab, der entsprechend der am Standort bereitstellbaren Brennstoffe in Höhe von 420.000 t/a

Klärschlamm (Originalsubstanz, entspricht 105.000 t/a Trockensubstanz) und ca. 240.000 t/a pelletiertem Hausmüll konzipiert wird und jährlich ca. 272.000 t/a Synthesegas ($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CO}_2$) für die anschließende Fischer-Tropsch-Synthese bereitstellt.

Auch für die Konzeptvariante 3 wird eine Anbindung an eine H_2 -Pipeline und ein Transport des Eduktes in die BP-Raffinerie nach Gelsenkirchen unterstellt. Ein vereinfachtes Fließbild ist in Abbildung 2.26 zu sehen.

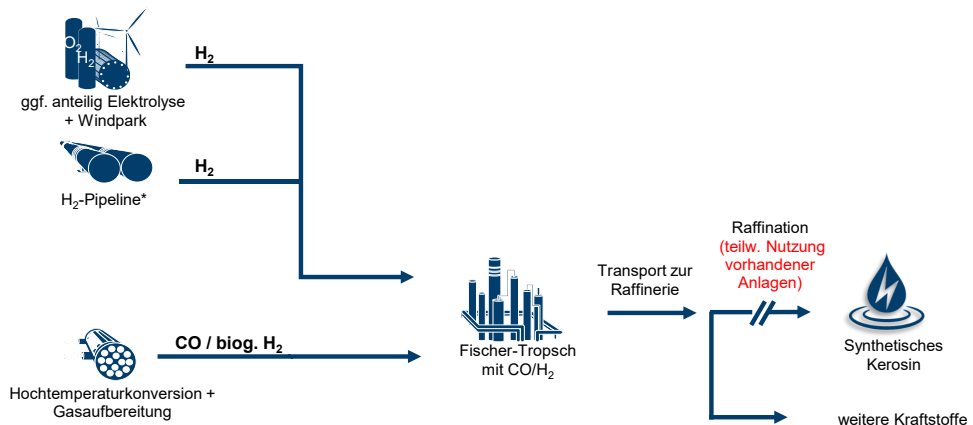


Abbildung 2.26: Konzeptvariante 3 (V3): Anbindung an eine Hochtemperaturkonversion am Knapsacker Hügel

In Summe wurden demnach drei Brownfield-Konzeptvarianten konfiguriert und im Folgenden technisch-wirtschaftlich betrachtet. Die wesentlichen Unterscheidungsmerkmale sind der besseren Übersicht halber nochmals in der Tabelle 2.18 dargestellt:

Tabelle 2.18: Merkmale der untersuchten Brownfield-Konzeptvarianten

	V1-FT	V2-FT	V3
Standort	Knapsacker Hügel	Essen Karnap	Knapsacker Hügel
Art der CO-/CO ₂ -Quelle	Klärschlammverbrennungsanlage 1 Block	Müllheizkraftwerk (MHKW) 1 Block	Hochtemperaturkonversion
Ist die CO-/CO ₂ -Quelle bereits vorhanden?	nein (COD in 2025 geplant)	ja	nein
Biogener Anteil der CO-/CO ₂ -Quelle	~ 97 %	~ 50 %	~ 97 %
Auslegungskriterium für Anlagengröße	CO ₂ -Menge aus einem Block der Klärschlammverbrennungsanlage	CO ₂ -Menge aus einem Block des MHKW	CO-Menge aus Vergaser
Möglichkeit für eigene regenerative Stromerzeugung	ja	nein	anteilig
Realisierbarkeit der notwendigen Elektrolyseleistung	ja	nein (ggf. anteilig)	nein
Möglichkeit der Anbindung an eine H ₂ -Pipeline	ja (voraussichtlich ab ca. 2035)	ja (voraussichtlich ab ca. 2030)	ja (voraussichtlich ab ca. 2035)
Transportmöglichkeiten Crude-Produkt	Bahn/LKW	Schiff/Bahn/LKW	Bahn/LKW

Die Tabelle zeigt auf, dass eine hinreichende Wasserstoffversorgung für die Varianten V2-FT und V3 aufgrund der benötigten Baufeldgrößen für die Elektrolyseure und die zu erwartenden Fertigstellungstermine der H₂-Pipeline-Anschlüsse (siehe hierzu auch die Potenzialstudie H₂ in Ziffer 2.5.1.3) voraussichtlich erst im Zeitraum von 2030 bis 2035 zu erwarten ist.

Weitere denkbare Konzeptvarianten, wie z. B. der Transport von CO₂ oder einem anderen Edukt, z.B. Methanol, an einen Raffineriestandort, waren nicht Bestandteil der Untersuchungen im Rahmen dieser Studie und werden in der Projektphase 2, der konkreten Entwicklung einer CCU-Demonstrationsanlage in NRW, gegebenenfalls in Betracht gezogen.

2.3.4.2. Fischer-Tropsch-Verfahren in Brownfield-Umgebungen

Für das Fischer-Tropsch Verfahren werden, ausgehend von der in Kapitel 2.3.3.1 vorgestellten Greenfield-Variante des Fischer-Tropsch Verfahrens zwei verschiedene Brownfield-Varianten entwickelt.

Dabei wird bei der ersten davon ausgegangen, dass die Weiterverarbeitung der Fischer-Tropsch-Produkte an einem separaten Standort erfolgt und eine bereits vorhandene Anlage genutzt werden. Dadurch entfällt der Bedarf eines neuen Hydrocrackers und dieser wird entsprechend in dieser Prozessvariante nicht berücksichtigt, wodurch sich die Prozessführung etwas vereinfacht. Dieses Konzept wird für die Standorte Knapsacker Hügel und Essen-Karnap genauer betrachtet, woraus sich die Konzeptvarianten V1-FT und V2-FT ergeben.

Für die zweite betrachtete Brownfield-Konfiguration wird ebenfalls davon ausgegangen, dass

für die Weiterverarbeitung der Fischer-Tropsch-Produkte bereits vorhandene Anlagen genutzt werden. Allerdings unterscheidet sich diese Konfiguration zusätzlich durch die angenommenen Edukte, da nicht von CO_2 als Edukt ausgegangen wird. Stattdessen wird ein CO -reiches Synthesegas, wie es beispielsweise über einen Vergasungsprozess hergestellt werden kann, als Edukt angenommen. Dieses Konzept wird für den Standort Knapsacker Hügel in Kombination mit der geplanten Vergasungsanlage untersucht, woraus sich die Konzeptvariante V3 ergibt. Um doppelte Erläuterungen zu vermeiden, wird im Folgenden nur auf die Unterschiede der Konzepte V1-FT beziehungsweise V2-FT im Vergleich zur Greenfield-Variante (V1bFT, vgl. Kapitel 2.3.3.1) eingegangen beziehungsweise auf die Unterschiede der Konzeptvariante V3 im Vergleich zu den Varianten V1aFT und V2-FT.

Es sei angemerkt, dass sich die Bauteilbezeichnungen der Brownfield Varianten, von denen der Greenfield Variante unterscheiden können, da aufgrund der vereinfachten Prozessführung mehrere Bauteile entfallen.

Das Verfahrensfliessbild der Konzeptvariante V1aFT beziehungsweise V2-FT ist in Abbildung 2.27 dargestellt.

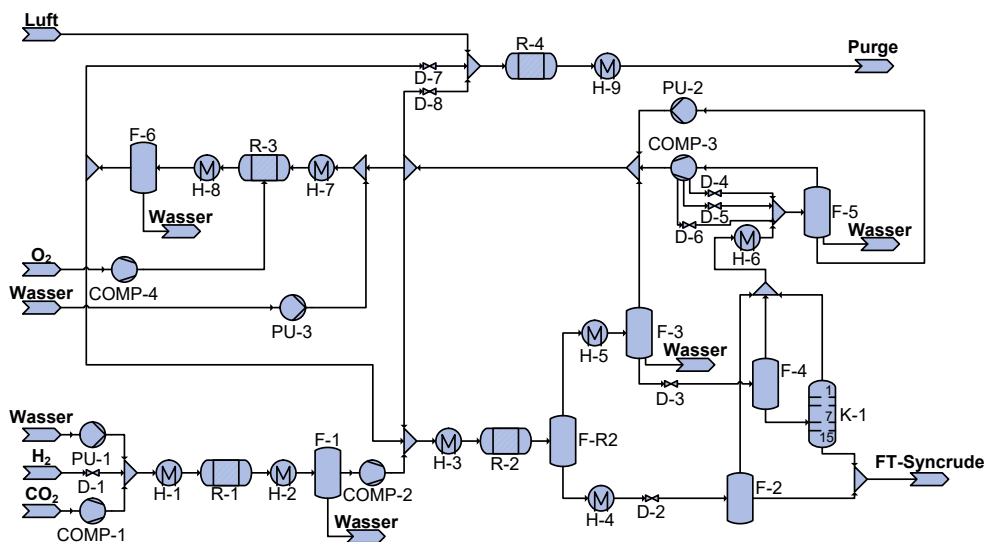


Abbildung 2.27: Fließbild der Konzeptvarianten V1aFT und V2-FT

Da das Fischer-Tropsch-Produkt an einem separaten Standort weiterverarbeitet wird, ist es entsprechend erforderlich das Produkt in einen Zustand zu bringen, der die Lagerung und den anschließenden Transport des Produkts ermöglicht. Dazu wird wie in der Greenfieldvariante das Produkt des Fischer-Tropsch-Reaktors (R-2) zunächst in Gas und Flüssigphase getrennt. Die flüssige Phase wird auf die geplante Lagertemperatur von 100 °C abgekühlt und auf einen

Druck von 1 bar entspannt. Die Temperatur von 100 °C wurde gewählt, um sicherzustellen, dass während der Lagerung keine der langkettigen Wachse als Feststoff ausfallen können. Die Gase, die aufgrund der Druckminderung austreten, werden über einen Flash-Behälter (F-2) abgetrennt, und der übrige flüssige Strom wird zur Lagerung und der anschließenden Weiterverarbeitung aus dem Prozess geführt.

Das gasförmige Produkt der Fischer-Tropsch-Synthese wird auf 30 °C abgekühlt, sodass in einem Flash-Behälter (F-3) Gas- und Flüssigphase getrennt werden können. Der flüssige Kohlenwasserstoffstrom (vorrangig C₅ bis C₂₀) wird in einer Preflash Drum (F-4) geleitet, in der ein Teil des Stoffstroms durch eine Entspannung auf 1 bar verdampft wird. Anschließend werden in der Kolonne alle Kohlenwasserstoffe mit einer Kettenlänge von C₇ und kürzer abgetrennt, da diese zum einen nicht für die Produktion von synthetischem Kerosin geeignet [41, 42] sind und zum anderen bei einer Lagerungstemperatur von 100 °C gasförmig sind und sich entsprechend verflüchtigen würden. Die restlichen C₈₊-Kohlenwasserstoffe werden zur Lagerung und anschließenden Weiterverarbeitung aus dem Prozess geführt. Das Design der Kolonne vereinfacht sich im Vergleich zu Variante V1bFT, da nur ein Produktstrom am Sumpf abgezogen wird und die Stripper für die Kerosin- und Dieselfractionen entsprechend entfallen. Der gasförmige Produktstrom am Kopf der Kolonne wird parallel zu Prozessvariante 1 zusammen mit den Gasströmen aus den Flash-Behältern F-2 und F-4 gemischt, auf 30 bar verdichtet und anschließend mit dem Gasstrom auf Behälter F-3 zurück in den Fischer-Tropsch-Reaktor geführt, beziehungsweise mit Hilfe des autothermen Reformers wieder zu Synthesegas aufbereitet.

Diese erste Brownfield-Variante wird, wie oben beschrieben, sowohl für den Standort Knapsacker Hügel (V1aFT) als auch für den Standort Essen-Karnap (V2-FT) betrachtet. Entsprechend werden im Folgenden die Prozessbilanzen angepasst an die jeweiligen Randbedingungen der Standorte vorgestellt.

Prozessbilanz Knapsacker Hügel Brownfield (V1aFT)

Als zentrale Randbedingung wurde der eingehende CO₂-Massenstrom von 5760 kg/h (1,6 kg/s) definiert. Damit ergeben sich die folgenden Material- und Betriebsmittelbilanzen.

Tabelle 2.19: Materialbilanz der Konzeptvariante V1aFT

Input		Output	
Kohlenstoffdioxid (CO ₂)	5760,00 kg/h	Kohlenwasserstoffe (FT-Syncrude)	1776,50 kg/h
Wasserstoff (H ₂)	852,85 kg/h	Purge (ohne Luftstrom)	185,12 kg/h
Sauerstoff (O ₂)	506,66 kg/h	Wasser	6103,22 kg/h
Wasser	944,15 kg/h		

Tabelle 2.20: Betriebsmittelbilanz der Konzeptvariante V1aFT

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kühlung	
Hochdruckdampf	1464,05
Mitteldruckdampf	24617,86
Niederdruckdampf	717,95
Fernwärmeauskopplung	8528,16
Kühlwasser	6618,82
Kompressorkühlung	1907,68
Heizung	
Hochdruckdampf	600,14
Elektrische Begleitheizung	3212,69
Elektrizität für den Prozess	
Kompressoren und Pumpen	3109,51
Elektrolyse ⁶	146154,73

Prozessbilanz Essen-Karnap Brownfield (V2-FT)

Als zentrale Randbedingung wurde der eingehende CO₂-Massenstrom von 18.000 kg/h (5 kg/s) definiert. Damit ergeben sich die folgenden Material- und Betriebsmittelbilanzen.

⁶ Mit einem Systemwirkungsgrad von 70 % bestimmt.

Tabelle 2.21: Materialbilanz der Konzeptvariante V2-FT

Input		Output	
Kohlenstoffdioxid (CO ₂)	18000,00 kg/h	Kohlenwasserstoffe (FT-Syncrude)	5551,56 kg/h
Wasserstoff (H ₂)	2665,17 kg/h	Purge (ohne Luftstrom)	578,50 kg/h
Sauerstoff (O ₂)	1583,30 kg/h	Wasser	19072,58 kg/h
Wasser	2950,48 kg/h		

Tabelle 2.22: Betriebsmittelbilanz der Konzeptvariante V2-FT

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kühlung	
Hochdruckdampf	4575,17
Mitteldruckdampf	76930,81
Niederdruckdampf	2243,58
Fernwärme	26650,51
Kühlwasser	20683,81
Kompressorkühlung	5961,50
Heizung	
Hochdruckdampf	1875,44
Elektrische Begleitheizung	10039,67
Elektrizität für den Prozess	
Kompressoren und Pumpen	9717,23
Elektrolyse ⁷	456733,52

Power-to-Liquid Wirkungsgrad der Konzeptvarianten V1aFT und V2-FT

Der Heizwert der aus dem Prozess geführten Kohlenwasserstoffe wird mit Hilfe der Simulationssoftware zu 43,405 MJ/kg bestimmt. Damit kann der PtL-Wirkungsgrad von Prozessvariante 2 berechnet werden, wobei der durch die Kühlung produzierte Hochdruckdampf mit dem für die Heizung erforderlichen Hochdruckdampf verrechnet wird und daher als aufzubringende Leistung entfällt. Der PtL-Wirkungsgrad ergibt sich somit nach Gleichung (1) zu 50,57 %.

⁷ Mit einem Systemwirkungsgrad von 70 % bestimmt.

Wird parallel zu Prozessvariante V1bFT ein Energiebedarf von 3 MJ/kg_{CO2} zur Abtrennung des CO₂ berücksichtigt, sinkt der PtL-Wirkungsgrad auf 45,42 %, wobei auch bei Prozessvariante 2 ausreichend Wärme aus dem Prozess ausgeschleust werden kann, um diesen Energiebedarf abzudecken. Insgesamt fällt der Wirkungsgrad der Prozessvariante V2aFT etwas höher aus als der von Prozessvariante V1bFT. Dies kann durch das Entfallen des Hydrocrackers und einem entsprechend geringeren Wasserstoffbedarf und einer einfacheren Produkttrennung und entsprechend einem geringeren Energiebedarf der Trennkolonne erklärt werden.

Die zweite Brownfield-Variante (Konzeptvariante V3) ähnelt der ersten Brownfield-Variante (Konzeptvariante V1aFT und V2-FT). Die Varianten unterscheiden sich allerdings durch die angenommenen Edukte. Für diese zweite Variante wird CO-reiches Synthesegas (Zusammensetzung siehe Tabelle 2.23), wie es beispielsweise über einen Vergasungsprozess hergestellt werden kann, als Edukt angenommen. Entsprechend entfällt der Bedarf für einen rWGS-Reaktor zu Konditionierung des Synthesegases, da das für die Fischer-Tropsch-Synthese erforderliche H₂/CO-Verhältnis über die direkte Zugabe von H₂ eingestellt werden kann. Das entsprechend für diese Variante angepasste Fließbild ist in Abbildung 2.28 dargestellt.

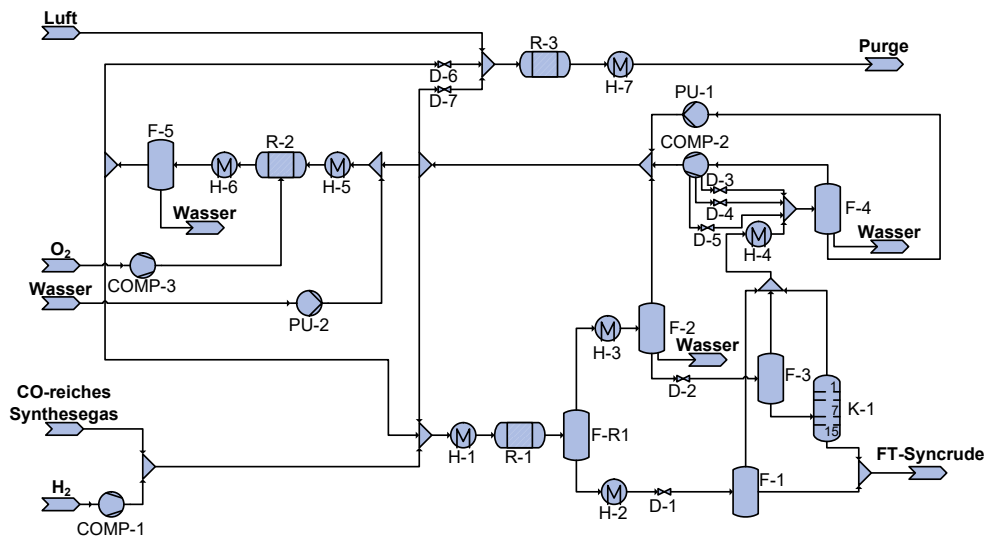


Abbildung 2.28: Fließbild der Konzeptvariante V3

Diese Brownfield-Variante wird ausschließlich für den Standort Knapsacker Hügel in Kombination mit der geplanten Hochtemperaturkonversionsanlage (V3) betrachtet. Im Folgenden werden die Prozessbilanzen angepasst an die entsprechenden Randbedingungen des Standorts vorgestellt.

Prozessbilanz Knapsacker Hügel Brownfield (V3)

Als zentrale Randbedingung wurde der eingehende Synthesegasstrom von 34012 kg/h definiert. Damit ergeben sich die folgenden Material- und Betriebsmittelbilanzen.

Tabelle 2.23: Materialbilanz der Konzeptvariante V3

Input		Output	
CO-reiches Synthesegas	34012,10 kg/h	Kohlenwasserstoffe (FT-Syncrude)	14980,91 kg/h
davon CO	27356,35 kg/h	Purge (ohne Luftstrom)	1590,85 kg/h
davon CO ₂	4848,16 kg/h	Wasser	27880,75 kg/h
davon H ₂	1071,58 kg/h		
davon N ₂	737,95 kg/h		
davon CH ₄	0,05 kg/h		
Wasserstoff (H ₂)	4032,40 kg/h		
Sauerstoff (O ₂)	3252,91 kg/h		
Wasser	3155,19 kg/h		

Tabelle 2.24: Spezifische Betriebsmittelbilanz Konzeptvariante V3

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kühlung	
Hochdruckdampf	12279,25
Mitteldruckdampf	205896,35
Niederdruckdampf	2069,65
Fernwärmeauskopplung	42267,95
Kühlwasser	32333,06
Kompressorkühlung	4880,66
Heizung	
Hochdruckdampf	3877,23
Strom	
Kompressoren und Pumpen	9935,45
Elektrolyse ⁸	691037,47

⁸ Mit einem Systemwirkungsgrad der Elektrolyse von 70 % bestimmt (allgemeine Annahme).

Power-to-Liquid Wirkungsgrad der Konzeptvariante V3

Der Heizwert der aus dem Prozess geführten Kohlenwasserstoffe wird mit der Simulationssoftware zu 43,446 MJ/kg bestimmt. Wird der Heizwert des Synthesegases (11,902 MJ/kg) als Energieeintrag in den Prozess berücksichtigt, ergibt sich damit ein Power-to-Liquid-Wirkungsgrad von 58,86 %.

Dieser im Vergleich zu den anderen Fischer-Tropsch-Verfahren hohe Wirkungsgrad ist darauf zurückzuführen, dass in dieser Variante der Wirkungsgrad der Produktion des Synthesegases nicht mit eingerechnet wurde. Um die Wirkungsgrade miteinander vergleichen zu können, muss die Produktion des Synthesegases über die Hochtemperaturkonversion in einer weiteren Arbeit detailliert berücksichtigt werden.

2.3.4.3. MtK-Verfahren in Brownfield-Umgebungen

Die Analyse zur MtK-Variante in der Brownfield-Umgebung wird durch die Anpassung der Methanolsynthese an die Brownfield-Bedingungen und einen nachgeschalteten MtK-Greenfield-Prozess angenähert. Diese Zusammensetzung ist durch den unveränderten Eingangsparameter Methanol in den MtK-Prozess möglich. Nichtsdestotrotz bleibt es im Vergleich zu den angepassten Verfahren der FT-Synthese im Abschnitt 2.3.4.2 eine Annäherung. Im Folgenden wird die Veränderung der Methanolsynthese im Vergleich zum Greenfield-Fall beschrieben. Abbildung 2.29 zeigt das zu dieser Variante zugehörige Fließbild.

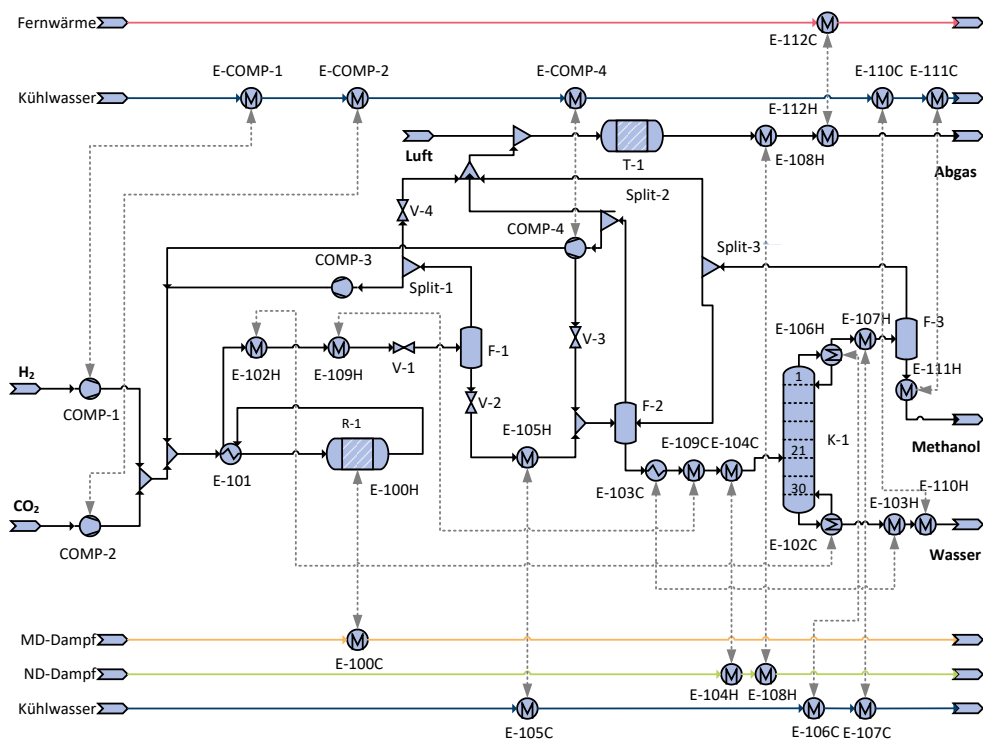


Abbildung 2.29: Fließbild der CO₂-basierten Methanolsynthese in der Brownfield-Variante

Im Vergleich zum Greenfield-Fall wird ein zusätzlicher Wärmetauscher im Abgasstrom des Nachbrenners vorgesehen, umso die Wärmeauskopplung im Temperaturbereich der Fernwärme zu maximieren. Leider ist der Wärmemengenstrom mit 0,003 MW_{th} vernachlässigbar klein, sodass dieser bautechnische Aufwand nicht gerechtfertigt scheint. In der Prozessbilanzierung wird folglich auf die Angabe dieser Wärmemenge verzichtet. Zusätzlich wurden die Kühltluft durch Kühlwasser ausgetauscht und die Wärmeübertrager im Netzwerk entsprechend verbunden.

Durch die Detailänderungen in der Simulation der Brownfield-Variante werden die Prozessbilanzen im Vergleich zur Greenfield-Variante leicht verändert. Der Prozess verliert einen geringen Bruchteil an Effizienz im Vergleich zur Greenfield-Variante. Dies ist vorwiegend auf die im Vergleich leicht reduzierte Menge an Methanol zurückzuführen. Die leicht verunreinigten Edukte führen zu einem gestiegenen Austrieb an CO₂ über die Purgegase und somit zu einem leicht erhöhten Bedarf. Dadurch wird auch die benötigte Energie für die Kompression der Edukte vergrößert. Alle diese Veränderungen finden allerdings in einem sehr geringen Ausmaß statt. Die resultierenden Massen- und Energiebilanzen werden durch Tabelle 2.25 und Tabelle 2.26 festgehalten.

Tabelle 2.25: Massenbilanz der ausgelegten Methanolsynthese in der Brownfield-Variante

Eingangsströme	in kg/h	Ausgangsströme	
H ₂	778,65	Methanol	4111,5
CO ₂	5760	Wasser	2324,46
Luft	232,49	Abgas	335,18

Tabelle 2.26: Energiebilanz der ausgelegten Methanolsynthese in der Brownfield-Variante mit Betriebsmitteln

Parameter	Einheit	Wert
Elektrolyse	MW _e	37,07
CO ₂ -Abtrennung	MW _e	4,8
Syntheseleistung	MW _{th}	22,75
Elektr. Hilfsarbeit	MW _e	1,53
MD-Dampf	MW _{th}	1,617
Kühlleistung (Wasser)	MW _{th}	2,95

2.3.5. Erkenntnisse aus der Verfahrensanalyse

In den Abschnitten 2.3.3 und 2.3.4 wurden die verschiedenen Verfahren und Varianten durch Prozesssimulationen ausgelegt. Die Ergebnisse dieser Prozesssimulationen wurden bereits in Form von Energie- und Massenbilanzen der einzelnen Prozesse vorgestellt. An dieser Stelle sollen die Ergebnisse nochmals durch die Ausarbeitung von verschiedenen Vergleichen sichtbar gemacht werden.

Als Startpunkt für diese Auswertung werden die Greenfield-Analysen aus Abschnitt 2.3.3 ausgewählt. In diesem Vergleich sind die Verfahrensrouten unter gleichen Bedingungen ausgelegt und optimiert worden, sodass sich ein Vergleich der entwickelten Verfahren besonders anbietet. Abbildung 2.30 zeigt die Prozessbilanzen in den Systemgrenzen der PtL-Anlagen, d. h. ohne Elektrolyse, CO₂-Abtrennung und Nachbereitung.

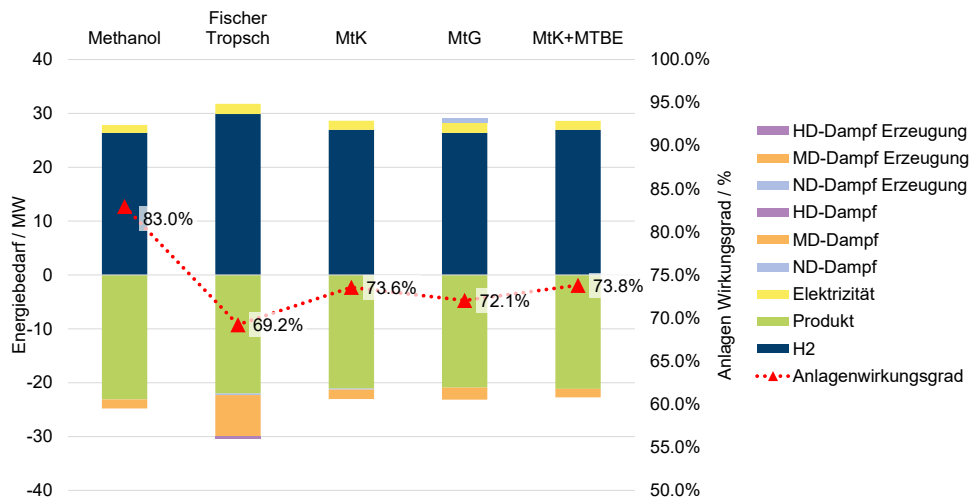


Abbildung 2.30: Bewertung der Greenfield-Verfahren anhand von Massen- und Energiebilanzen

Wesentliche Bestandteile von Abbildung 2.30 sind die Energiemengen, welche durch die Edukte (H₂) und Produkte entweder in die Prozesse ein oder aus den Prozessen herausgebracht werden. Eingänge besitzen ein positives Vorzeichen, während Ausgänge mit negativen Vorzeichen eingetragen sind. Deutlich zu erkennen sind des Weiteren noch die benötigte Elektrizität und Wärmemengen in Form von Dampfbedarfen oder -auskopplungen. Als relatives Maß für die Prozesseffizienz ist hier der Anlagenwirkungsgrad aufgetragen, welcher das Verhältnis aus energetischem Nutzen und Aufwand beschreibt. Die Methanolsynthese besitzt in diesem Vergleich den höchsten Anlagenwirkungsgrad, da die Methanolsynthese der simpelste Prozess mit der geringste Umwandlungsstufe darstellt. Die anderen Verfahren und Kombinationen liegen in einem Bereich von ca. 69,2 % bis 73,8 %. In dieser Grundvariante scheinen leichte Vorteile für den MtK-Prozess im Vergleich zum FT-Prozess vorzuliegen. Allerdings ist deutlich zu erkennen, dass der FT-Prozess deutlich mehr Wärme auskoppeln kann, welche nicht als Nutzen im hier angegebenen Wirkungsgrad berücksichtigt wurde. Zusätzlich bleibt festzuhalten, dass der FT-Prozess in der Greenfield-Variante mit integriertem Hydro-Cracker eine deutlich höhere Kerosinausbeute von ca. 70 % ermöglicht (vgl. MtK-GF: ca. 45 %). Als Fazit der technischen Analyse gilt also, dass die beiden

Verfahren durch eine ähnlich hohe Prozesseffizienz geeignet sind, grünen H₂ in Kraftstoffe umzuwandeln. Mit hohen Ausbeuten an Kerosin und einem höheren Abwärmepotenzial zeigt der FT-Prozess besondere Stärken. Zusätzlich ist dieses Verfahren bereits für die Produktion von Flugkraftstoffen lizenziert und besitzt einen höheren TRL als der MtK-Prozess.

Dies sind verschiedene Gründe den FT-Prozess für eine Erprobung in den Anwendungsfällen der Brownfield-Analyse auszuwählen. Für die ausgewählten drei Varianten sind die wesentlichen Leistungsparameter durch den PtL-Wirkungsgrad in Tabelle 2.27 eingetragen. Zusätzlich zum klassischen PtL-Wirkungsgrad wird hier auch ein Systementwurf mit erweiterter Wärmeintegration zwischen Synthese und CO₂-Abscheidung bilanziert (Variante V1 und V2).

Tabelle 2.27 PtL-Wirkungsgrad der verschiedenen Varianten in den Brownfield-Fällen

PtL-Wirkungsgrad	Fischer-Tropsch		
	V1	V2	V3
Verfahren	44,55	45,42	58,86
+ Wärmeintegration	49,35	50,57	

Durch die Wärmeintegration ist nochmal ein starker Effizienzgewinn von ca. 5 %-Punkten für die gesamte PtL-Produktionskette zu verzeichnen. Der PtL-Wirkungsgrad der Variante V3 ist nur begrenzt mit den Varianten V1 und V2 zu vergleichen, da hier Synthesegas als Rohstoff der FT-Synthese genutzt wird. Aus diesem Grund entfällt in Variante V3 die rWGS-Stufe und die Produktionskette hat einen Umwandlungsschritt weniger und damit auch weniger Verluste. Nach dieser verfahrenstechnischen Analyse gilt es die Weiterverarbeitung, den Transport und letztlich die Wirtschaftlichkeit der ausgewählten Varianten zu untersuchen.

2.3.6. Konzeptüberlegungen zur Anordnungsplanung

Erste Überlegungen zur Anordnungsplanung der Hauptkonzeptvarianten V1a und V2 wurden im Zuge der Standortuntersuchungen angestellt und in den nachfolgenden Lageplänen in Abb. 2.24 und 2.25 festgehalten.

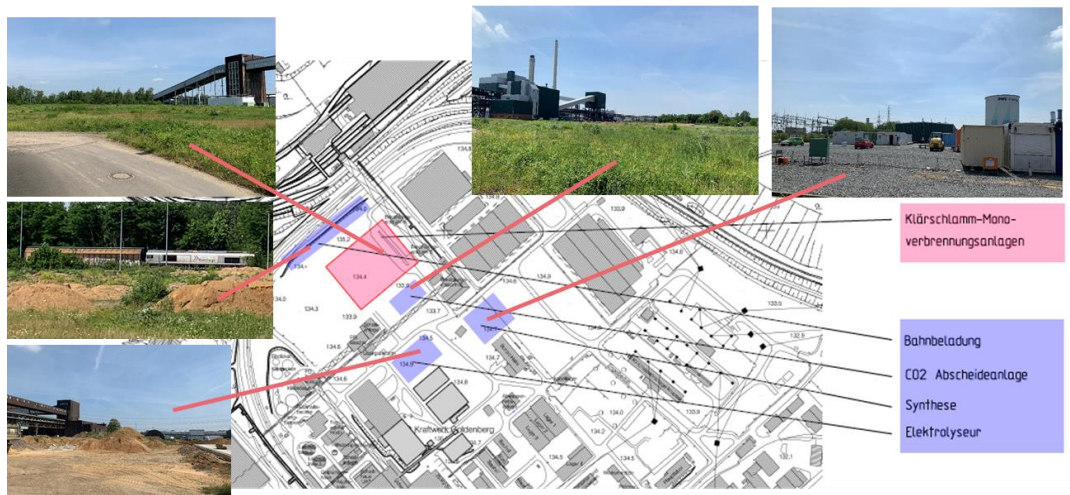


Abbildung 2.31: Lageplan Variante V1a, Standort Knapsacker Hügel, und mögliche Anlagenaufstellungsflächen.

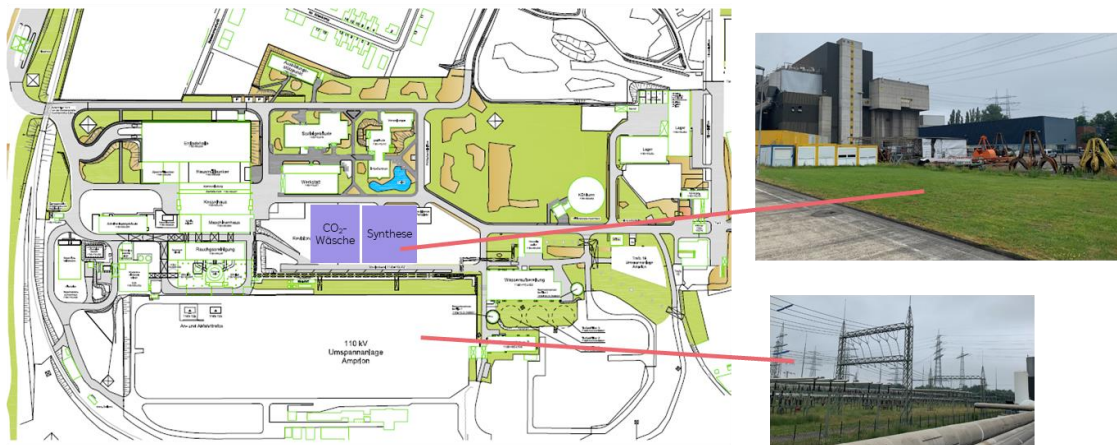


Abbildung 2.32: Lageplan Variante V2, Standort Essen Karnap, und mögliche Anlagenaufstellungsflächen

Bei der Belegung der Flächen wurde bereits berücksichtigt, dass für die Variante V2 keine Elektrolyse vor Ort errichtet wird, sondern eine Anbindung an die H₂-Pipeline-Infrastruktur des nördlichen Ruhrgebiets ab ca. 2030 möglich wird.

2.4. Raffination und Nutzung synthetischer Treibstoffe

Das Rohprodukt aus der Fischer-Tropsch-Anlage soll nach Möglichkeit in den bestehenden Anlagen der Raffinerie mitverarbeitet werden. Die folgenden Abschnitte beschäftigen sich mit einer potenziellen Mitverarbeitung (Co-Processing) in den bestehenden Anlagen z. B. den Hydrocrackern der BP Raffinerien in Deutschland.

2.4.1. Erhebung der Optionen zum H₂- und Produkttransport

Wie bereits in Kapitel 2.2.2 erwähnt, verfügen beide Raffinerien über eine Straßen-, Bahn-, Schiff- und Pipelineanbindung. Bisher ist keine Entladung für Fischer-Tropsch-Wachse vorhanden. Diese müsste neu errichtet oder eine bestehende Entladung müsste modifiziert werden. Kesselwagen und Tankwagen sind prinzipiell beheizbar, sodass ein Transport von einem Werk der RWE hin zu den Raffinerien möglich wäre. Diese Option wäre für Schiffe zu prüfen. Vorstellbar wäre auch ein Handling in Form von Wachs-Pellets. Je nach Schmelzpunkt des Waxes ergeben sich für die Lagerung des FT-Waxes folgende Möglichkeiten:

1. Lagerung in der Mischung mit dem Hauptedukt der Anlage;
2. Lagerung in einem separaten beheizten Tank;
3. Lagerung in Form von Pellets in einem geeigneten Lagerbehälter.

Für Methanol besteht derzeit eine Exportlogistik am Standort Gelsenkirchen, die um eine Importlogistik ergänzt werden müsste.

Beide Raffinerie-Standorte werden am GetH₂Nukleus Projekt angeschlossen und werden aus der zukünftigen H₂-Pipeline grünen Wasserstoff beziehen können.

2.4.2. Untersuchung Raffinationsprozesse und Produktnutzung

Die Hydrocrackeranlagen der Raffinerie sind für die Aufbereitung des FT-Waxes geeignet. Ausgehend von der Limitierung von 5 Vol.-% beim Co-Processing für die Herstellung von Flugkraftstoff würden sich für diese Anlagen eine Kapazität von etwa 130 kt/a (HC in Gelsenkirchen) bzw. 75 kt/a (HC in Lingen) ergeben. Bei einer Erweiterung der Freigabe auf max. 30% wäre das ca. jeweils die 6-fache Menge. ASTM D 1655 sieht für die Produktion von teilsynthetischem Kerosin durch Co-Processing eine „MoC Studie“ vor, die z.B. den eingesetzten Feedstock sowie die gewählten Prozessbedingungen abdeckt. Die in der ASTM beschriebenen Rahmenbedingungen müssen eingehalten werden (z.B. Fe- oder Co-basierter Katalysator für die FT Wachs Produktion). Idealerweise wird die Studie mit der maximal zugelassenen Menge erstellt. Damit wären dann auch geringere Zumischungen abgedeckt. Die Daten der MoC Studie können zum Beispiel im Rahmen eines Pilotversuchs erstellt werden. Hierbei kann ggf. auf vorhandene bp Erfahrungen zurückgegriffen werden. Die Studie muss

dokumentiert werden. Neben den Hydrocrackeranlagen wäre auch ein Umbau der bestehenden Kerosin-Hydrieranlage zu einem Mild-Hydrocracker möglich, sodass auch hier im Batch-Betrieb eine Verarbeitung des FT-Waxes möglich wäre. Für diese Variante wäre eine neue Eduktlogistik zu errichten sowie eine Anpassung der nachgeschalteten Fraktionierung und ggf. ein eFuel-Produkttank notwendig (eSAF). Das Batch-prozessierte Produkt könnte bis zu 50 % hinzugeblendet werden.

Bei allen Varianten kann die bestehende Produktlogistik genutzt werden.

Ein Screening der Kerosin-Hydrieranlage und des Hydrocrackers auf Nutzung der Logistik insbesondere der bestehenden Tanke sowie des Reaktorvolumens hat gezeigt, dass ein Co-Processing im HC die zu favorisierende Variante für die produzierten Volumina ist. Aus diesem Grund wird im Folgenden diese Variante betrachtet.

2.4.3. Detailbewertung Produkteigenschaften und -potenziale

Voraussetzung für die ASTM Freigabe eines Kraftstoffes durch z.B. Co-Processing ist die Freigabe der relevanten OEMs. Der komplexe Freigabeprozess wird in ASTM D5054 im Detail beschrieben und ist in Abbildung 2.33 schematisch dargestellt.

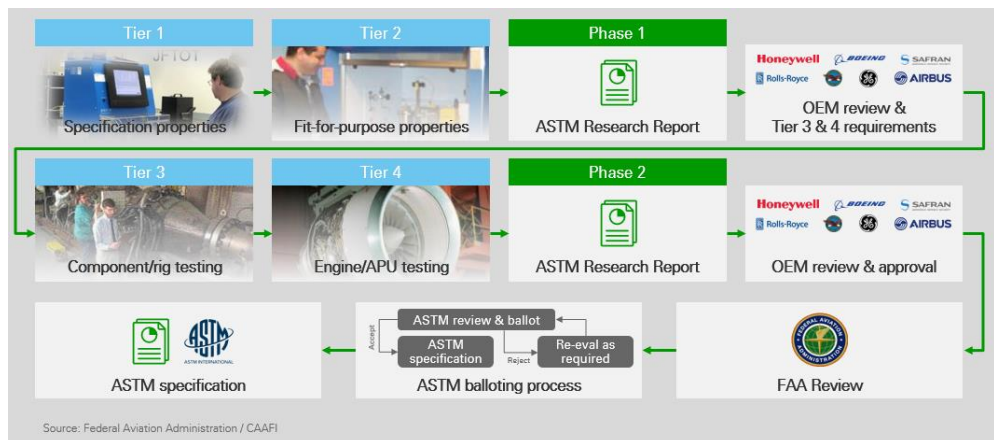


Abbildung 2.33: Schematische Darstellung des ASTM-Freigabeprozesses.

Der Prozess ist nicht zwingend linear. Nach jedem OEM-Review können weitere Tests eingefordert werden. Die Tests für Tier 3 und 4 können sehr aufwändig sein. Je nach OEM-Anforderung werden zwischen 135 - 550 m³ Kraftstoff über einen Zeitraum von 2-3 Jahren getestet. Die finale Aufnahme in die ASTM-Spezifikation bestätigt grundsätzlich die Produkteignung. Für die Implementierung in der Raffinerie muss abschließend eine „MoC Studie“ durchgeführt und dokumentiert werden.

2.4.4. Bestimmung der Invest- und Betriebskosten Raffination

Für die Ermittlung der Invest- und Betriebskosten der Raffination wurde auf Erfahrungswerte, auf gemittelte Betriebskosten der Jahre 2019 bis 2021 sowie Benchmarkstudien zurückgegriffen. Es wurde angenommen, dass auch in der Raffinerie für die Weiterverarbeitung des FT-Wachses grüner Wasserstoff verwendet wird. Folgende Annahmen wurden bezüglich des Wasserstoffpreises getroffen:

Bezugsjahr	Wasserstoffpreis bei Bezug über Pipeline	Variante
2025	5,98 €/kg	V1a
2030	5,98 €/kg	V2
2035	5,43 €/kg	V3

Bezüglich des Wasserstoffverbrauchs im HC je t FT-Einsatz wurde für eine erste Näherung der gleiche Verbrauch wie bei der Greenfield-Variante verwendet.

Für die Transportkosten wurde auf gemittelte Ist-Kosten von vergleichbaren Strecken zurückgegriffen.

Nach derzeitigem Kenntnisstand ist eine gemeinsame Lagerung des FT-Wachses mit dem Einsatzprodukt nicht oder nur bedingt möglich. Aus diesem Grund wird von einer separaten Lagerung der beiden Einsätze ausgegangen und eine zusätzliche Lösung für das FT-Wachs ist erforderlich. Die Kosten für die temporären Lagerlösungen wurden von Experten im Hause von BP bestimmt. Demnach würde für einen temporären beheizbaren Container mit einem Volumen von 70 m³ Kosten in Höhe von 200 €/Tag anfallen. Im Vergleich werden für eine Neuerrichtung eines Tankes Gesamtkosten von 10 Mio. € angenommen.

Für Entladeeinrichtungen werden die Investitionskosten einer TKW-Entladung auf 5 Mio.€ und einer Kesselwagenentladung auf 10 Mio. € geschätzt. Da die Kesselwagenentladung in der Mitte des Werkes liegen würde und der HC im Norden des Werkes steht, wäre eine beheizbare Transferleitung inklusive Rohrbrücke notwendig, was auf zusätzliche 5 Mio. € geschätzt wird. Die TKW Entladung würde in unmittelbarer Nähe zum HC errichtet werden, so dass alle Anschlusskosten in den 5 Mio. € enthalten wären.

Invest- und Betriebskosten Variante V1a

Bei der Variante V1a wurde angenommen, dass ein Transport via TKW vom Knapsacker Hügel zur Raffinerie in Gelsenkirchen stattfindet. Die Lagerung etwa einer Wochenproduktion von ca. 350 m³ soll in temporären Tankcontainern (5 Stück) stattfinden.

Daraus ergeben sich folgende Kosten:

Art der Kosten	Art der Kostendarstellung	Kosten
Entladung	CAPEX - einmalig	5.000.000 €
Lagerung	OPEX - jährlich	400.000 €/Jahr
Verarbeitung	OPEX – je Tonne FT-Einsatz	320 €/t

Invest- und Betriebskosten Variante V2

Bei der Variante V2 wurde angenommen, dass ein Transport via TKW von Essen-Karnap zur Raffinerie in Gelsenkirchen stattfindet. Die Lagerung soll in einem separat zu errichtenden Tank stattfinden. Daraus ergeben sich folgende Kosten:

Art der Kosten	Art der Kostendarstellung	Kosten
Entladung	CAPEX - einmalig	5.000.000 €
Lagerung	CAPEX - einmalig	10.000.000 €
Verarbeitung	OPEX – je Tonne FT-Einsatz	300 €/t

Invest- und Betriebskosten Variante V3

Bei der Variante V3 wurde angenommen, dass ein Transport via Kesselwagen vom Knapsacker Hügel zur Raffinerie in Gelsenkirchen stattfindet. Die Lagerung soll in einem separat zu errichtenden Tank stattfinden. Daraus ergeben sich folgende Kosten:

Art der Kosten	Art der Kostendarstellung	Kosten
Entladung	CAPEX - einmalig	15.000.000 €
Lagerung	CAPEX - einmalig	10.000.000 €
Verarbeitung	OPEX – je Tonne FT-Einsatz	290 €/t

Ausblick Betriebskosten

Die Betriebskosten für die Raffination würden bei einem weiteren Hochlaufen der Verarbeitung von FT-Produkten sinken. Im Bereich Logistik wäre dies insbesondere der Fall, wenn immer ganze Kesselwagenzüge (ca. 1000 m³) verladen würden und mehrere Wagen gleichzeitig entladen würden bzw. auf Schiffsverladung gewechselt würde. Entscheidend ist auch ein Sinken der spezifischen grünen Wasserstoffkosten. Mit steigendem Anteil an FT-Wachs im Einsatzstrom des HCs sowie einer veränderten Produktnachfrage würde auch eine weitere Ausbeuteoptimierung im HC wirtschaftlich werden.

2.5. Potenzialstudie zur Bereitstellung von Rohstoffen

Die nachfolgende Potenzialstudie vereinigt verschiedenste Arbeitspakete aus dem gesamten BioJetFuel-Projekt. Inhaltlich teilt sich diese Kurzstudie in die Analysen zur Bereitstellung von CO₂ sowie der Bereitstellung von H₂ auf. Zunächst wird in Abschnitt 2.5.1 eine technische Analyse zur Abtrennung von CO₂ aus Rauchgasen erarbeitet. Anschließend werden die verfügbaren CO₂-Bereitstellungspotenziale in Deutschland nach Bundesländern und Branchen in Abschnitt 2.5.2 dargestellt. Der zweite Teil dieser Studie widmet sich den Versorgungsmöglichkeiten der PtL-Anlage mit grünem H₂. Als erste Option wird die Eigenversorgung in Abschnitt 2.5.3 analysiert. Hierfür wurde ein dynamisches Matlabmodell aufgebaut, welches auf Basis der vorliegenden Winddaten die PtL-Anlage über einen LOHC-Speicher mit der Elektrolyse und dem Windpark koppelt. Als Ergänzung zu diesem Selbstversorger szenario werden in Abschnitt 2.5.4 Optionen zum externen Bezug von H₂ ökonomisch bewertet.

2.5.1. Technische Analyse der CO₂-Abtrennung aus Abgasen

Grundlegend kann zur Produktion synthetischer Kraftstoffe nutzbares CO₂ aus unterschiedlichen Quellen gewonnen werden: aus Industrieabgasen, Biomasse oder mittels Direct Air Capture (DAC) aus der Umgebungsluft. Im Rahmen dieses Projektes soll klimaneutraler Kraftstoff auf Basis von biogenem CO₂ und grünem Wasserstoff hergestellt werden. Da das CO₂ aus Industrieabgasen das Kriterium der Biogenität per se nicht erfüllt, werden diese Potenziale in diesem Projekt nicht weiter betrachtet. Zusätzlich gestaltet der industrielle Wandel infolge der Dekarbonisierung zur Erreichung der Klimaziele eine sichere Zukunftsplanung schwierig, da sowohl Tempo als auch Art und Weise der Decarbonisierung nicht genau eingeschätzt werden können. CO₂ über DAC kann als 100% biogen gesehen werden, da hierbei bereits in der Atmosphäre vorhandenes CO₂ genutzt wird. Diese Technologie ist jedoch geprägt von einem hohen Installations- und Betriebsaufwand und ist technisch noch nicht ausgereift genug, um als kommerzielle Teilanlage in einen PtL-Prozess integriert zu werden.

Die Nutzung von biomassebasierten CO₂-Quellen erfüllt weitestgehend die Projektanforderungen, jedoch ist auch hier vor allem bei Müllverbrennungsanlagen keine 100 %-ige Biogenität gegeben. Im direkten Vergleich zu den Industrieabgasen fällt das CO₂-Potenzial aus Biomasse deutlich kleiner aus. Das CO₂-Potenzial aus Industrieabgasen betrug 2017 143 Mt, während jenes aus Biomasse 37,4 Mt betrug. Die ermittelten Potenziale sind in der folgenden Abbildung 2.34 kenntlich gemacht.

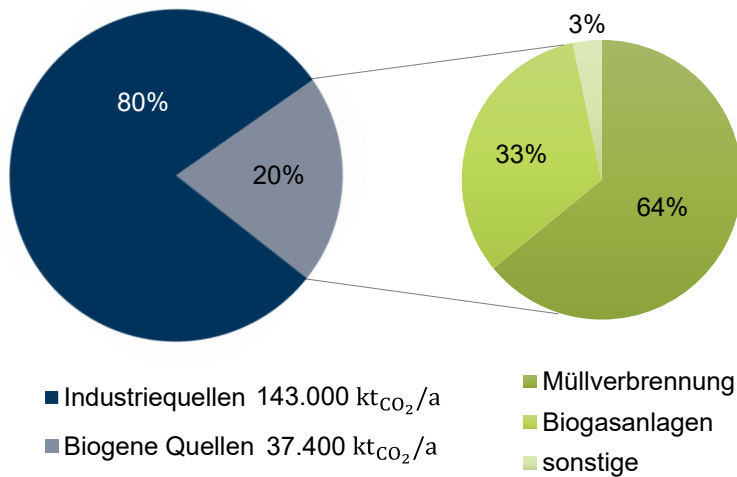


Abbildung 2.34: Aufteilung der bestimmten CO₂-Potenziale in Deutschland im Jahr 2017, Daten sind entnommen aus Zitscher et al. [77] und Viebahn et al. [78]

Ein Vorteil der biogenen CO₂-Quellen ist, dass diese auch in Zukunft vorhanden und verwendbar sind. Dadurch, dass das entstehende CO₂ derzeit meist lediglich in die Atmosphäre entlassen wird, ist es theoretisch konkurrenzlos und kostenlos nutzbar, es fallen lediglich Kosten zur Gasreinigung an. Im Hinblick auf mögliche Synergieeffekte durch Wärmeintegration mit einer exothermen PtL-Anlage bietet sich hier als CO₂-Abtrenntechnik eine Aminwäsche an, da mit ihr hochreines CO₂ bei vergleichsweise geringem Energiebedarf gewonnen wird. Ein Überblick über die in diesem Projekt analysierten Verfahren zur CO₂-Abtrennung ist als Abschluss zu diesem Abschnitt in Tabelle 2.28 aufgeführt.

Tabelle 2.28: Charakterisierung der Abtrennverfahren für CO₂, Daten zusammengestellt aus Quellen [78-80]

		TRL	Reinheit	Energiebedarf		Vorteile	Nachteile
Adsorption	Druckwechsel-adsorption	9	87-99,9	0	0,69-0,73		
Absorption	Druckwasserwäsche	9	14-22	0	0,7		Regeneration mit Luft
	Org. Lösungsmittel	9	26-33	0	0,7		Regeneration mit Luft
	Aminwäsche	9	90-99,99	2,2-2,3	0,04-0,55	Abwärmenutzung mit PtL-Prozessen	Toxisch und therm. Energie notwendig
Membran	Klassisch	6-8	Mehrstufig: Bis 95	0	0,87-1,23	Einfachheit und hohe Betriebssicherheit	Mehrere Stufen, Trennschärfe
	+kryogene Abtrennung	5-9	Bis 99	0	1,31-1,49		Kleine Skalierung
Tieftemperatur		9	99,99	0	2,84		Hoher Energiebedarf

2.5.2. Potenzialstudie zur CO₂-Verfügbarkeit in Deutschland

Nachdem in Abschnitt 2.5.1 die technischen Grundlagen und Verfahren und das grundlegende Potenzial zur CO₂-Abtrennung in Deutschland ermittelt wurden, wird in diesem Abschnitt 2.5.2 ein detaillierterer Blick auf die Verfügbarkeit von CO₂ nach Regionen und Branchen geworfen. Die Grundlage bildet dabei der **Schadstofffreisetzungs- und Verbringungsregister** des Umweltbundesamts, welcher online durch das Portal „Thru.de“ abgerufen werden kann. Hier werden alle Emissionen aus verschiedenen Branchen nach dem PRTR-Gesetz (SchadRegProtAG) erfasst. Die Emissionsquellen können durch die Datenbank regional zugeordnet werden. Auf diese Weise ist eine regionale Analyse möglich. Eine allgemeine Darstellung der Emissionsquellen zeigt Abbildung 2.35.

Abbildung 2.35 zeigt die generelle Methodik dieser Analyse und verdeutlicht die Lage von industriellen Clustern in Deutschland mit einer starken Konzentration an registrierten Emissionsquellen. Besonders deutlich erkennbar sind das Ruhrgebiet und das Rheinland. Die

in Abbildung 2.35 gezeigte Auswertung visualisiert die Anzahl der Emissionsquellen, nicht aber deren Intensität. Für eine tiefergreifende Analyse werden zudem noch verschiedene Sektoren ausgeschlossen. Der Energiesektor wird aufgrund des Nachhaltigkeitsanspruchs der PtL-Produktionskette aus diesem Vergleich ausgeschlossen. Des Weiteren werden die Lebensmittelindustrie, die Papier- und Holzindustrie sowie sonstige Industriezweige aus der Analyse exkludiert. Die vorliegende Analyse konzentriert somit die bestehenden Emissionen aus den folgenden Industriezweigen:

- Abfall- und Abwasserwirtschaft
- Chemische Industrie
- Metallindustrie
- Mineralverarbeitende Industrie

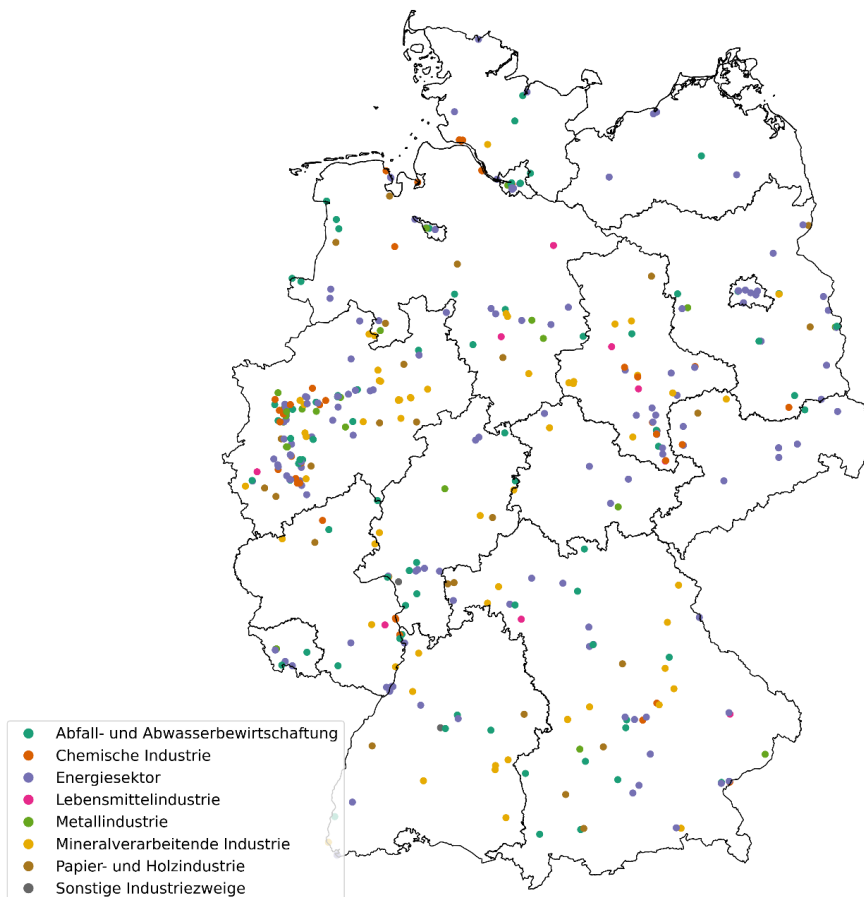


Abbildung 2.35: Darstellung der Emissionsquellen aus dem Schadstoffregister in Deutschland, Stand 14.12.2021

Die kumulierten Emissionen dieser Industriezweige sind nach den jeweiligen Bundesländern

aggregiert in Abbildung 2.36 eingetragen. Im Anhang zu diesem Kapitel sind zwei Übersichten zu den größten Punktquellen aus allen Anlagengrößen und allen relevanten Branchen zu finden.

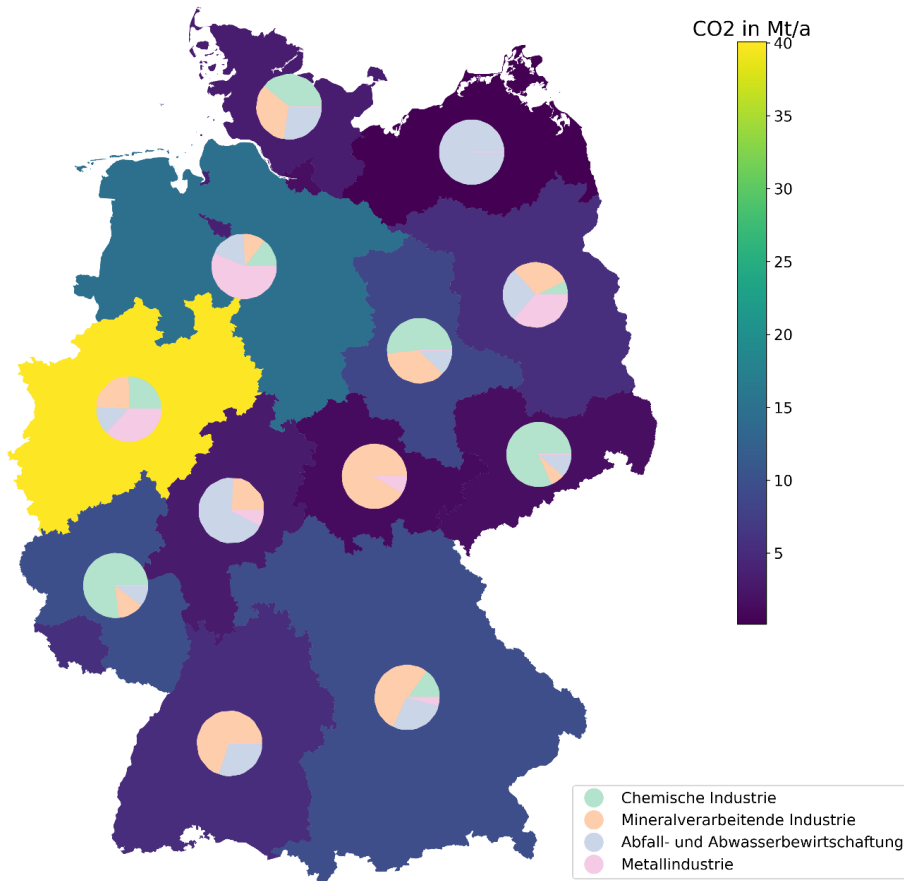


Abbildung 2.36: Darstellung der Emissionen der ausgewählten Branchen nach Bundesländern in Deutschland

In Abbildung 2.36 ist zu erkennen, dass die größte Menge an CO₂-Emissionen der definierten Industrien in NRW anfällt. Das gesamte Potenzial liegt in NRW unter den betrachteten Industriezweigen bei ca. 40 Mt/a. Der größte Anteil entstammt dabei der Metallindustrie mit ca. 37 %. Die Mineralverarbeitende Industrie und die chemische Industrie kommen jeweils auf ca. 25 % der CO₂-Emissionen. Der Rest von ca. 12 % ergibt sich aus der Abfall- und Abwasserbewirtschaftung. Die Industriezweige werden im Folgenden noch weiter aufgelöst. Die Auflösung korreliert das verfügbare CO₂-Potenzial mit der geordneten Anlagenkennlinie der einzelnen Bundesländer aus dem Schadstoffregister. Die geordnete Anlagenkennlinie stellt

eine Summenfunktion der einzelnen Punktquellen dar. Auf diese Weise kann aus Abbildung 2.37 abgelesen werden, welche minimale Anlagengröße mit dem entsprechenden CO₂-Potenzial korreliert.

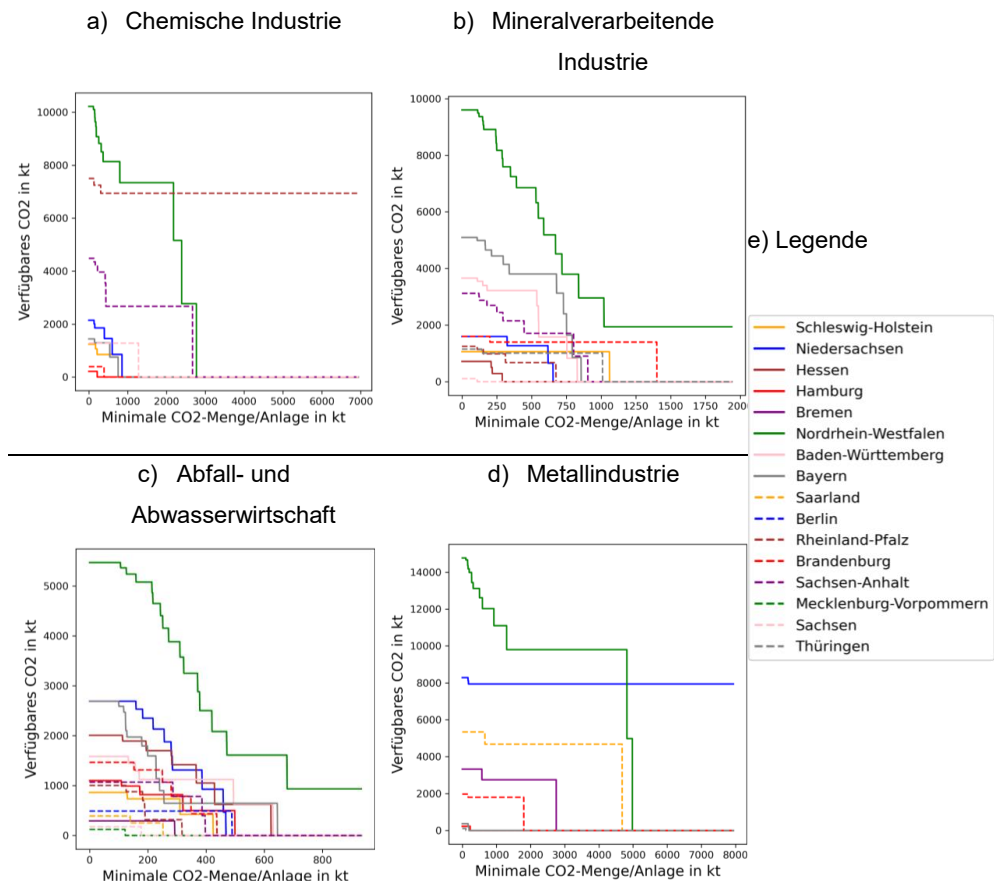


Abbildung 2.37: Darstellung der CO₂-Verfügbarkeit mit den jeweiligen Anlagengrößen der untersuchten Industriezweige

Auch durch Abbildung 2.37 wird deutlich, dass NRW im Vergleich zwischen den Bundesländern jeweils die größten Anlagenkapazitäten mit den größten CO₂-Potenzialen verbindet. Aus dieser Betrachtung wird deutlich, dass in NRW bevorzugt CO₂-Quellen mit besonders großem Potenzial erschlossen werden können und so ein Standortvorteil bestehen kann. Auch wenn diese Analyse durch mehrere Ebenen vertieft wurde, so stellt die Analyse nur eine grobe Abschätzung der jeweiligen Potenziale dar. Vor dem Realisierungsschritt muss daher eine technische Analyse erfolgen, um die Umsetzung einer Erschließung vorliegender Quellen detailliert zu untersuchen.

2.5.3. Bereitstellung von grünem H₂ als Eigenversorger

Das Ziel der folgenden Analyse ist das Abschätzen von möglichen Wasserstoff-Gestehungskosten für unterschiedliche Systemkonfigurationen zur Selbstversorgung am Standort Knapsacker Hügel. Hierfür wird die Kopplung aus Windpark, elektrischen Stromnetz, Elektrolyse, H₂-Speicher und der PtL-Synthese betrachtet. Für die Beschreibung des Systems wurde ein Matlab/Simulink Modell aufgebaut. Die Wirkzusammenhänge des implementierten Modells sind in vereinfachter Weise in Abbildung 2.38 dargestellt.

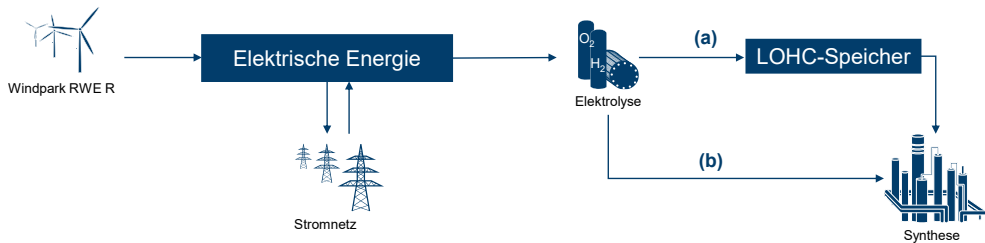


Abbildung 2.38: Übersicht der untersuchten Systemkonfigurationen am CO₂-Standort.

Die elektrische Energie wird von einem von RWE Renewables errichteten Windpark produziert. Für die unterschiedlichen Konfigurationen kann elektrische Energie sowohl in das Stromnetz eingespeist und verkauft als auch aus diesem bezogen bzw. eingekauft werden. Die nächste Anlagenkomponente ist die Elektrolyseanlage. Im Rahmen der Untersuchungen wurde ausschließlich die Protonen-Austausch-Membran (PEM)-Elektrolyse analysiert, da diese ein besseres Teillast-Verhalten als die alkalische Elektrolyse aufweist. Ausgehend von der Elektrolyse wurden zwei Pfade untersucht.

- Bei **Pfad (a)** wird ein LOHC-Speicher verwendet um sowohl Fluktuationen bei der Stromerzeugung als auch Stillstandszeiten auf der Raffinerieseite auszugleichen. Nach Reuß et al. [81] ist der LOHC-Speicher gegenüber der flüssigen und gasförmigen Speicherung von Wasserstoff zu bevorzugen⁹.
- Bei **Pfad (b)** wird kein Speicher verwendet. Die Elektrolyse-Anlage wird auf einem fest definierten Betriebspunkt gefahren, welcher dem konstanten Wasserstoffbedarf der Syntheseanlage entspricht. Überschüssiger Strom wird in das Stromnetz eingespeist und verkauft. Fehlender Strom wird aus dem Stromnetz entnommen und eingekauft.

Als weitere Referenz kann die Veröffentlichung von Decker et al. [82] herangezogen werden, welche als methodische Grundlage für die hier beschriebene Modellierung verwendet wurde. Die wesentlichen Inhalte der Modellierung werden hier in verkürzter Form dargestellt:

⁹ Die Ausnahme bildet die gasförmige Speicherung in Kavernen. Diese sind an den betrachteten Standorten allerdings nicht vorhanden.

Modellierung Windpark:

- Zeitliche Auflösung der Winddaten in 10 Minuten Intervalle über ein gesamtes Jahr.
- Erstellung einer Leistungskurve des Windparks auf Basis von zeitlich gemittelten Winddaten [83], von Performancedaten zu den Windkraftanlagen (NORDEX N149/5.X-5.700) und eines Ertragsgutachtens.
- Das Ertragsgutachten betrachtet auch andere Windkraftanlagen wie z.B. Senvion 3.2M114. Die vorliegenden Daten wurden ausgewertet und für die Nutzung des anvisierten Typs angepasst.

Modellierung PEM-Elektrolyse:

- Die im Modell nach Decker [82] abgebildete PEM-Elektrolyse-Anlage verwendet die Leistungskennlinie nach Tjarks [84] für einen 5 MW Elektrolyseur.
- Bezüglich der Wirtschaftlichkeit wurden für das Jahr 2025 basierend auf den Referenzen [85-87] CAPEX von 1.174 €/kW und OPEX von 46 €/kW pro Jahr angenommen.

Modellierung LOHC-Speicher:

- Für den LOHC-Speicher wurden Strombedarf und H₂-Verluste nach Reuß et al. [81] angenommen.
- CAPEX von 50 €/kg_{H₂} für den LOHC-Speicher und von 248.333 €/t_{H₂} pro Tag für die Aggregate angenommen. Die jährlichen OPEX wurden zu 2 % des CAPEX bzw. 3 % des CAPEX für den LOHC-Speicher bzw. die Aggregate festgelegt.

PtL-Synthese:

- Für die Syntheseanlage wurde ein Stillstand von 760 h pro Jahr angenommen. Die Stillstandszeit pro Intervall beträgt dabei mindestens 72 h. Dies führt zu 8000 Betriebsstunden pro Jahr.

Stromnetz:

- Für den Einkauf von Strom aus erneuerbaren Energiequellen wurde basierend auf Angaben von RWE Power [88] ein Wert von 6,65 ct€/kWh angenommen. Für den Verkauf von Strom werden die drei Verkaufspreise 7,9, 8,5 und 23,8 ct€/kWh untersucht. Diese basieren auf angegebenen *Base load*-Strompreisen der EEX GERMAN POWER FUTURE [89].

Es wurden 10¹⁰ unterschiedliche Szenarien betrachtet. Diese sind in Tabelle 2.29 dargestellt.

¹⁰ Die grundlegenden 7 Szenarien werden durch Variationen zum Stromverkaufspreises um 3 weitere Szenarien ergänzt. Diese werden im Abschlussbericht zu diesem Arbeitspaket näher beschrieben.

Tabelle 2.29: Szenario für die Analyse zur H₂-Eigenversorgung

Szenario	1	2	3	4	5	6	7
Anzahl WEA	3	10	10	10	10	10	10
Anzahl PEM	4	12	12	11	9	6	9
Elektrolyseure							
Spitzenlastabriegelung ¹¹	1,00	1,00	0,98	0,90	0,70	0,50	Kein Speicher. Bilanzielle Verrechnung mit Stromnetz.
VLH	2567	2852	2836	2992	3264	4092	7827

Die Szenarien variieren in der Anzahl der WEA und in der Spitzenlastabriegelung. Im letzten Szenario 7 wird kein LOHC-Speicher verwendet, sondern der Strom bilanziell mit dem Stromnetz verrechnet. Hierbei wird für 10 Minuten Abschnitte über das ganze Jahr die vom Windpark produzierte Energie, mit der von der Elektrolyse benötigten verglichen und entsprechend Strom einge- oder verkauft. Das Szenario 7 entspricht Pfad b in Abbildung 2.38.



Abbildung 2.39: Szenarien-Ergebnisse mit einem Stromverkaufspreis von 8,502 ct€/kWh.

¹¹ Der überschüssige, nicht für die Elektrolyse verwendete Strom wird in das Netz eingespeist.

Die Untersuchungen in diesem Bericht haben gezeigt, dass bei der Nutzung eines Inselfsystems mit einem LOHC-Speicher H₂-Produktgestehungskosten im Bereich 5,33-7,38 €/kg_{H₂} bei einem angenommenen Stromverkaufspreis von 8,502 ct€/kWh möglich sind. Mit steigendem Anteil an verkauftem Strom sinken dabei die Kosten, wobei die Abhängigkeit vom Verkaufspreis stark ansteigt. Die rein bilanzielle Verschaltung in Szenario 7 führt zu H₂-Produktgestehungskosten von 4,17-4,19 €/kg_{H₂}. Die Ergebnisse dieser Szenarioanalyse sind in Abbildung 2.39 zusammengestellt.

2.5.4. Potenzialstudie zum H₂-Bezug

Die Potenzialstudie zum externen Bezug von grünem H₂ vervollständigt die Wirtschaftlichkeitsszenarien in dieser Studie und knüpft somit direkt an die in Abschnitt 2.5.3 beschriebene Möglichkeit der Selbstversorgung an. Die Potenzialstudie ist ebenfalls als Metastudie aufgebaut, d. h. verschiedenste Quellen werden zu einer Szenarioanalyse verdichtet. Für den Abschlussbericht wird der Fokus auf die Darstellung der resultierenden Szenarioanalyse gelegt. Die vorgelagerten Schritte zur Infrastruktur-/Entwicklung und zu den Gestehungskosten von grünem H₂ werden im Folgenden kurz zusammengefasst.

H₂-Bedarf

Gegenwärtig werden in Deutschland ca. 55 TWh an H₂ verwendet [90, S.39]. NRW besitzt durch die großen Industriecluster einen vergleichsweise hohen H₂-Bedarf von ca. 30 % des gesamtdeutschen H₂-Bedarfs (ca. 16,5 TWh). Für 2030 werden je nach Szenario und Systemgrenzen unterschiedliche H₂-Bedarfe prognostiziert. In der H₂-Roadmap [90, S.28] des Landes NRW wird ein Bereich von ca. 90 bis 110 TWh für ganz Deutschland vorhergesagt. Stollen et al. [91, S.12/13] zeigen in ihrer Systemmodellierung einen Bedarf von ca. 104 TWh im Jahr 2030 auf. Die europäische Wasserstoffstrategie [90, S.25] beschreibt eine starke Steigerung der H₂-Nachfrage in der zweiten Hälfte der 2020er Jahre. Ausgehend von 2024 und einem Basiswert von ca. 33 TWh an zusätzlichem grünem H₂ steigt der Bedarf in 2030 auf ca. 333 TWh. Alle Vorhersagen zeigen einen deutlichen Anstieg der Nachfrage an grünem H₂.

Infrastruktur

An diese Entwicklung knüpft sich die Untersuchung der Infrastruktur und deren mögliche Entwicklung. Gegenwärtig betreibt AIR LIQUIDE Deutschland GmbH das größte H₂-Netz in Deutschland. Das Pipelinesystem erstreckt sich vom nördlichen Ruhrgebiet bis in das Rheinland. Insgesamt stehen ca. 240 km Leitungslänge im Verteilnetz zur Verfügung. Das Verteilnetz verbindet gegenwärtig verschiedenste industrielle Verbraucher zwischen Marl, Gelsenkirchen, Essen, Duisburg, Düsseldorf und Leverkusen. [90, S.19]

Die entscheidende Frage ist, inwieweit das aktuell vorliegende Verteilnetz für zukünftige Aufgaben gerüstet ist. Die deutschen Fernleitungsnetzbetreiber (FNB) haben einen konzeptionellen Vorschlag für ein deutsches Wasserstoffnetz mit Grenzübergangsstellen zu

europäischen Nachbarländern vorgelegt: das sogenannte „visionäre Wasserstoffnetz“. [90, S.59] Mit dem Ziel die Entwicklung dieses H₂-Netzes zu analysieren, wurde im Rahmen dieser Potenzialstudie der Netzentwicklungsplan Gas 2020 – 2030 [92] (NEP) der Fernleitungsnetzbetreiber (FNB, engl. *Transmission System Operator, TSO*) ausgewertet. Im NEP führen die Autoren über Umfragen Informationen zu aktuellen Grüngasprojekten¹² zusammen und binden die Informationen als Randbedingungen in die Netzmodellierung ein. Diese Netzmodellierung zeigt dementsprechend den Handlungsbedarf im Sinne des Ausbaus des H₂-Verteilnetzes auf. Von den Simulationsergebnissen werden verschiedene Maßnahmen abgeleitet:

1. Umwidmung von bestehenden Erdgasleitungen zum Transport von H₂
2. Neubau von H₂-Pipelines.

Die Modellierungen sind auf die diskreten Zeitschritte 2025 und 2030 festgelegt. Dieser Zeithorizont steht im Einklang mit den Zeithorizonten für den Aufbau und die Inbetriebnahme einer PtL-Demonstrationsanlage auf Basis dieser Studie. Wenn die Projektentwicklung in 2022 beginnt, können verschiedene PtL-Anlagenvarianten bis 2030 realisiert werden. Abbildung 2.40 zeigt die durch die Modellierung in Ausblick gestellten Maßnahmen.

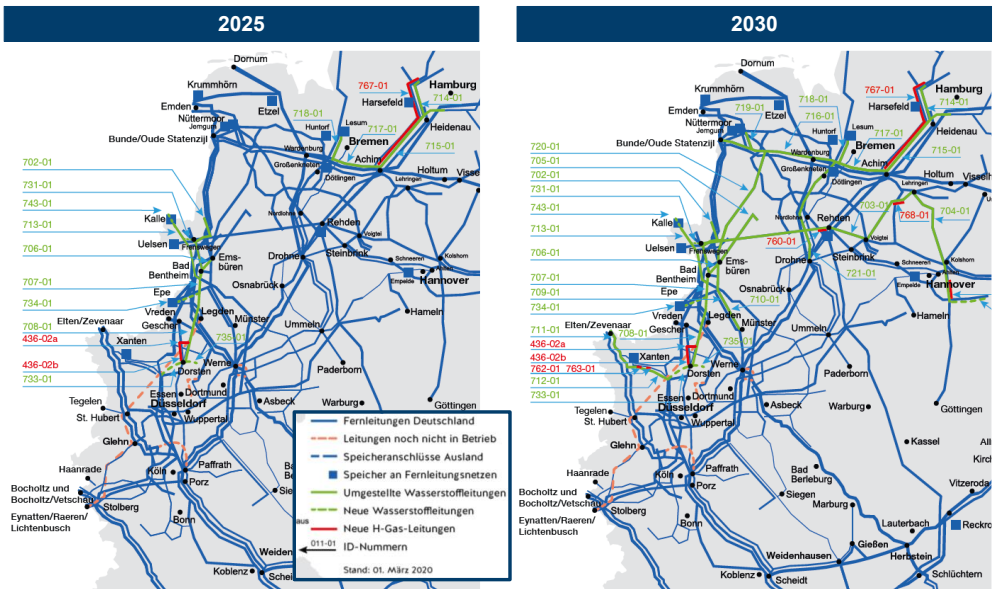


Abbildung 2.40: Durch den NEP geplante Umbaumaßnahmen für den Ausbau der H₂-Verteilungsinfrastruktur in NRW und Norddeutschland, entnommen aus NEP [92, S. 149 f.]

Für das Jahr 2025 zeigen sich vorwiegend umgestellte H₂-Leitungen im Bereich des nördlichen

¹² Grüngas umschließt grünen H₂ oder synthetisches Erdgas (engl. *synthetic natural gas, SNG*)

Ruhrgebiets und in Richtung der niederländischen Grenze (siehe Abbildung 2.40). Der BP Standort Lingen ist in diesem Konzept fest eingebunden. Als Neubaugebiet wird eine Strecke von Dortmund nach Gelsenkirchen und weiter ins Ruhrgebiet ausgegeben. An dieser Trasse könnte auch der Standort Essen-Karnap an eine H₂-Leitung angeschlossen werden. Mit Ausblick auf das Jahr 2030 wird eben diese Querverbindung durch das Ruhrgebiet weiter in Richtung niederländische Grenze ausgebaut. Hier könnte importierter H₂ eine mögliche Bezugsquelle darstellen. Ansonsten sieht der NEP einen starken Ausbau der H₂-Infrastruktur in Norddeutschland vor. Der Ausbauplan sieht eine starke Vernetzung von Standorten an der Nordsee, der Region um Hamburg und den Industriestandorten in NRW vor. Diese Kombination lässt auf die Verbindung von Windenergiestandorten und H₂-Erzeugung per Elektrolyse schließen. Die Erweiterung des H₂-Netzes Richtung Köln und damit in Richtung des avisierten Standorts Knapsacker Hügel kann derzeit nicht aus den Modellierungen erschlossen werden. Die Implementierung von H₂-Infrastrukturen ist letztlich auch stark abhängig von den ökonomischen Randbedingungen, welche vorwiegend die Akzeptanz bei den Endkunden für H₂-Technologien beeinflusst und somit auch den Bedarf steuern. Aus diesem Grund werden verschiedene Bezugsszenarien in diese Studie integriert. Wesentliche Kostentreiber in dieser Analyse sind die Gestehungskosten am Produktionsstandort, mögliche Importkosten und letztlich die Kosten für die Verteilung in Deutschland an den Produktionsstandort der PtL-Synthese.

Gestehungskosten

In der Literatur sind vielfältige Kostenschätzungen für die Produktion von grünem H₂ zu unterschiedlichen, zukünftigen Zeitpunkten zu finden. Für die Bezugskostenanalyse ist der mittelfristige Zeithorizont von 2030 von besonderer Bedeutung. Die Annahmen für 2035 werden ebenfalls von dieser Stützstelle abgeleitet, sodass ein Szenario für Variante V3 gebildet werden kann.

Gegenwärtig (2020 und später) werden Bereitstellungskosten von ca. 4 – 6 €/kg von Schorn et al. [93] angegeben. Die detaillierte Analyse der Bereitstellungskosten in Abschnitt 2.5.3 passt mit einem Bereich von 5,33 – 7,38 €/kg sehr gut in dieses Bild. Diese Analyse ist allerdings auf das Jahr 2025 bezogen und integriert bereits Kostenreduktionen beim Bau von Windenergieanlagen (WEA) und Elektrolyseuren. In der H₂-Roadmap [90] des Landes NRW werden gegenwärtig (2020) ca. 10 €/kg als Basiswert angenommen. Diesen sehr hohen Kosten stehen große Kostenreduktionen für den Ausblick auf das Jahr 2050 gegenüber. Die Kopplung von Onshore-WEA und Elektrolyseuren bildet ein Produktionssystem, welches grünen H₂ im Jahr 2050 zu Kosten unter 3,34 €/kg bereitstellen kann. Stolten et al. [91] analysieren in ihrer Kurzstudie ein Intervall von 2,22 – 4,22 €/kg. Die Studie [91] bildet eine Optimierung für das Jahr 2045 und berücksichtigt den Import von H₂ durch Schiffe aus Anrainerstaaten der Nordsee und Pipelinetransport aus Südeuropa. Die Importkosten werden in diesen Szenarien mit

3,22 €/kg per Schiff und 2,31 €/kg per Pipeline angegeben. Damit wird gezeigt, dass eine massive Kostenreduktion durch ökonomische Veränderungen der Erzeugungstechnologien und der Nutzung von importiertem H₂ möglich ist.

Eine weitere wichtige Referenz ist das Gutachten zur H₂-Erzeugung und -Märkten in Schleswig-Holstein [94, S. 59]. Hier wird die inländische Produktion von grünem H₂ mittels unterschiedlicher Szenarien analysiert. Die Gesteungskosten zeigen eine Spannweite von ca. 3 – 10 €/kg je nach vorliegendem Szenario. Als Rahmenbedingung für eine weitere Analyse können hier 3 €/kg und 7 €/kg als Extremwerte für die inländische Produktion von grünem H₂ übernommen werden. Diese Abschätzung ist unter der Annahme getroffen, dass keine EEG-Umlage für den Betrieb der Elektrolyse bezahlt werden muss. Die ermittelten Werte stehen im Einklang mit dem von Schorn et al. [93] ermittelten Bereich von 4 – 6 €/kg und erweitert somit die Risikoabschätzung zur sicheren Seite.

Import und Verteilung

Für die Bestimmung von externen Bezugskosten von H₂, z.B. aus einer H₂-Pipeline ab dem Jahr 2030 sind neben den Gesteungskosten auch die Transportkosten und die Verteilungskosten von H₂ notwendig.

Als mögliche Importregionen gelten Vorzugsregionen mit besonders guten Standortbedingungen für die Erzeugung von Elektrizität aus EE-Anlagen. Als Beispiel mit besonders kurzen Transportwegen gelten die Anrainerstaaten der Nordsee und hier im Besonderen Norwegen, Island, UK und Irland. Diese Staaten wurden im Rahmen der H₂-Roadmap als mögliche H₂-Exporteure im Jahr 2050 analysiert. Eine Darstellung möglicher Importströme nach Deutschland ist im Anhang zu diesem Abschnitt enthalten. Weitere mögliche Regionen für die besonders kostengünstige Produktion von grünem H₂ sind u. A. Saudi-Arabien, Australien und Patagonien [93]. Für den Transport von grünem H₂ aus Saudi-Arabien nach Deutschland bestimmen Schorn et al. [93] maximale Kosten von ca. 1,7 €/kg für das Jahr 2030. Wietschel et al. [95, S. 33] führen einen umfangreichen Vergleich von H₂-Transportkosten mit unterschiedlichsten Technologien im Working Paper HYPAT [95] durch. Berücksichtigte Routen führen von Marokko und Chile nach Deutschland. H₂ kann sowohl flüssig als auch mittels LOHC als auch LNH₃ nach Deutschland transportiert werden. Die Transportkosten liegen zwischen ca. 15 – 30 €/MWh, was ca. 0,5 – 1 €/kg entspricht. Dieser Kostenaufschlag ist deutlich geringer als die maximalen Kosten von Schorn et al. [93], ist allerdings auch auf 2050 bezogen. Als Bezugsoptionen werden H₂-Preise aus der MENA-Region mit dem Transport nach Deutschland von 3,33 – 8,33 €/kg angegeben [95, S. 40]. Das Energiewirtschaftliches Institut an der Universität zu Köln (EWI) berechnet in ihrem Positionspapier [96] aus dem Jahr 2020 Transportkosten für flüssigen Wasserstoff per Schiff von ca. 1,5 €/kg. Die Kosten sind somit vergleichbar mit denen von Schorn et al. [93]. Diese Transportkosten nach EWI [96] enthalten die Be- bzw. Verladung an den Terminals, die Verflüssigung sowie den Transport per Schiff für

das Jahr 2030. Das Herkunftsland ist in diesem Fall Algerien. Zusammen mit den Erzeugungskosten wird ein Bereich für die Bereitstellungskosten von ca. 3 – 4 €/kg ermittelt, was sehr günstigen Kostenannahmen entspricht. Für die Verteilung von H₂ per Pipeline in Deutschland wird ein Kostensummand von ca. 1 €/kg angenommen. Dieser Wert kann als Referenzwert für die Verteilungskosten angenommen werden. Diese Kosten werden im Folgenden näher betrachtet, denn neben den Kosten für den Transport aus Vorzugsregionen nach Deutschland müssen auch Kosten für die Verteilung innerhalb von Deutschland berücksichtigt werden. Eine Unterscheidung zwischen der Verteilung vom Imпорthafen zum Verwertungsstandort und von der inländischen Erzeugung zum Verwertungsstandort erscheint in diesem Zusammenhang wenig sinnvoll. Die Annahme, dass sowohl der Import als auch die inländische Erzeugung in Norddeutschland stattfinden, relativiert mögliche Transportlängenunterschiede. Aus diesem Grund wird im Folgenden von einer einheitlichen Transportlänge von ca. 500 km ausgegangen. Dies entspricht ungefähr der Strecke von Kiel nach Köln. Grüner H₂ kann mittels verschiedener Technologien in Deutschland verteilt werden. Gängige Möglichkeiten schließen den Transport durch

- Pipelines, Trailer (gasförmig), Trailer (flüssig), Trailer (LOHC) und Ammoniak ein.

Die Eignung der Transportoption richtet sich nach dem zugrundeliegenden Aufkommen und der Transportlänge. Zu diesem Thema haben Reuss et al. [97] einen detaillierten Vergleich ausgearbeitet. Für diese Studie werden die Zahlen des Hydrogen Council herangezogen, welche auch für die Erstellung des H₂-Gutachtens Schleswig-Holsteins [94] genutzt wurden. Als günstigste Option für den Transport von H₂ wird in diesem Vergleich der Transport mittels Pipeline angesehen. Die spezifischen Kosten liegen bei ca. 0,2 bzw. 0,4 €/kg für Distanzen zwischen 100 und 300 km. Auf einer Strecke von 500 km ergeben sich somit Kosten zwischen 0,67 – 1 €/kg. Alle weiteren Technologien sind in diesem Vergleich deutlich teurer und werden nicht weiter berücksichtigt. Diese Analyse berücksichtigt lediglich den eindimensionalen Transport von H₂ über eine spezifische Strecke. In einem zukünftigen Energiesystem werden allerdings zusätzliche Infrastrukturen benötigt, die möglicherweise mit zusätzlichen Kosten veranschlagt werden. Aus diesem Grund wurden zusätzlich die systemanalytischen Arbeiten von Krieg [98] und Welder et al. [99] in diese Betrachtung eingebunden. In diesen Arbeiten werden Mehrkosten für die Verteilung von H₂ innerhalb Deutschlands in einem Infrastrukturmodell abgebildet. Die Mehrkosten liegen zwischen 0,79 und 1,6 €/kg. Diese beiden Werte werden in Übereinstimmung mit den zuvor bestimmten Verteilungskosten als Extremwerte in die folgende Szenarienanalyse übertragen.

Szenarienanalyse für die Bereitstellungskosten von H₂

Die folgende Szenarienanalyse hat das Ziel die in den vorherigen Abschnitten gesammelten Daten, Informationen und Erkenntnisse zu einer breiten Analyse der zukünftigen H₂ Bezugskosten für die Jahre 2030 und 2035 zu verdichten. Die Szenarienanalyse vergleicht dabei den Bezug von H₂ aus Vorzugsregionen und der inländischen Produktion. Der Ansatz berücksichtigt dabei die Produktion, den Transport und die Verteilung des H₂. Die beiden großen Einflussfaktoren Produktion und Verteilung werden dabei jeweils durch ein *best case* Szenario und ein *worst case* Szenario abgebildet. Die Parameterwerte zu dieser Analyse sind in Tabelle 2.30 eingetragen.

Tabelle 2.30: Parameterwahl für die Szenarienanalyse zu H₂-Bereitstellungskosten

Szenario	Produktionskosten		Verteilungskosten
	Vorzugsregionen	Inländische Produktion	In Deutschland
<i>best case</i>	1,35 €/kg	3 €/kg	0,79 €/kg
<i>worst case</i>	3 €/kg	7 €/kg	1,6 €/kg

Mit den in Tabelle 2.30 eingetragenen Werten werden die Bereitstellungskosten in ihrer kombinatorischen Vielfalt dargestellt. Eine detaillierte Auflistung der verschiedenen Szenarien ist im Anhang zu finden (siehe Tabelle 6.2). Die Ergebnisse dieser Parametervariation sind zusammen mit dem aktuellen Referenzpreis [100] für H₂ an den H₂-Tankstellen (9,5 €/kg) und den Ergebnissen zur Selbstversorgung in Abbildung 2.41 dargestellt.

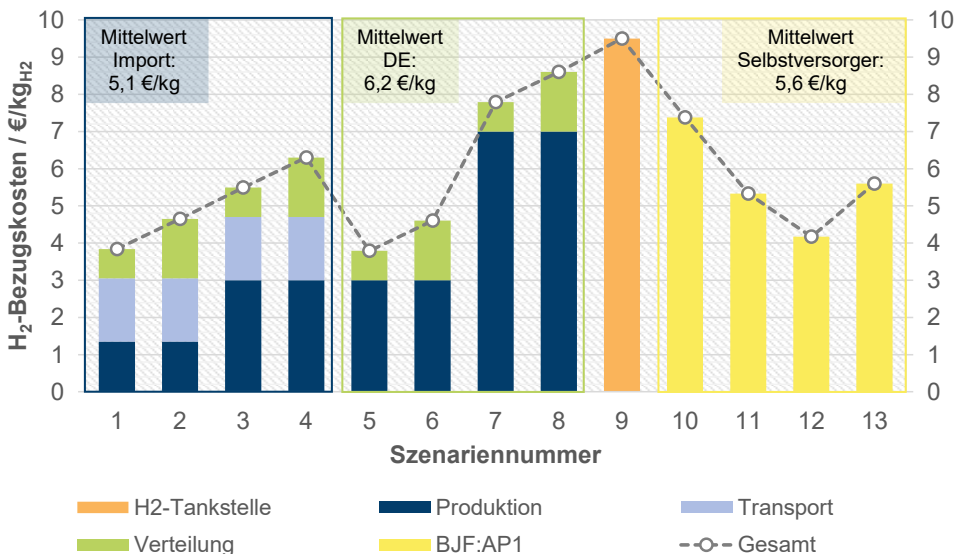


Abbildung 2.41: Parametervariation zu H₂-Bereitstellungskosten

Die Stadt Essen hat eine Machbarkeitsstudie für die Analyse der H₂-Infrastruktur durchgeführt und in abgeleiteten Szenarien liegen die Bezugspreise für H₂ zwischen 7,44 €/kg und 14,77 €/kg für die Jahre 2025 bis 2030, zwischen 2030 und 2035 liegen die Bezugspreise im Bereich 6,56 €/kg bis 9,25 €/kg [100]. Damit liegen die Szenarien in einer ähnlichen Spannweite wie die in dieser Analyse aufgezeigten H₂-Kosten.

Die Szenarien 1 – 4 beschreiben den Import von H₂ aus Vorzugsregionen. Analog sind die Szenarien 5 – 8 aufgebaut und untersuchen die inländische Produktion von H₂ in Deutschland. Es zeigen sich Mittelwerte zwischen allen Szenarien einer Reihe von 5,1 €/kg für den Import und 6,2 €/kg für die inländische Produktion. Damit ist kein großer Kostenvorteil für den Import im Jahr 2030 auszumachen. Als Alternative dazu sind in den Szenarien 10 – 13 die in Abschnitt 2.5.3 untersuchten Varianten zur Selbstversorgung eingetragen. Der Mittelwert hier liegt bei 5,6 €/kg und somit zwischen dem Import und der inländischen Produktion. Um letztlich Bezugskosten für den H₂ aus der Pipeline bestimmen zu können, werden als Szenarien verschiedene Mischungsanteile aus den Mittelwerten zum Import und der inländischen Erzeugung ausgewählt:

- **2030:** „Import:Inland“ = 20:80 → **5,98 €/kg**
- **2035:** „Import:Inland“ = 70:30 → **5,43 €/kg**

Die auf diese Weise bestimmten Bezugskosten werden für die Ausarbeitung der techno-ökonomischen Analyse verwendet. Die Bezugskosten sind mit dem in diesem Bericht dargestellten Aufwand bestimmt worden. Letztlich stellen die Werte eine Abschätzung dar und sind als Anhaltspunkte zu verstehen. Aus diesem Grund kommt der Parametervariation der techno-ökonomischen Analyse eine besondere Bedeutung zu.

2.5.5. Marktstudie zur Einführung von SAF-Kraftstoffen

Im Rahmen des Projekts wurde eine detaillierte Marktstudie zur Einführung von SAF-Kraftstoffen erstellt. Zu Beginn der Marktstudie werden Rechercheergebnisse aus wissenschaftlichen Veröffentlichungen, Positionspapieren und Publikationen aus dem Marktumfeld zusammengestellt. Kernaussagen sind klar zu benennen:

- Alle Studien zeigen deutlich, dass PtX-Kraftstoffe für die Defossilisierung des Transportsektors und insbesondere der Luftfahrt benötigt werden.
- FT-Produkte bieten ein besonders hohes Potenzial im Vergleich zu biogenen SAFs.
- Die Transformationsprozesse werden von Entwicklungsplänen begleitet und bilden somit eine Vision von einer nachhaltigen Versorgung mit Flugkraftstoffen. Für die Umsetzung der Transformationsprozesse ist politische und finanzielle Unterstützung notwendig.

- Die systemwissenschaftlichen Analysen unterstreichen zusätzlich die Bedeutung von PtL-Kraftstoffen für die Erreichung der Klimaschutzziele, insbesondere des 95 % Ziels im Jahr 2050.

Wicke et al. [101] zeigen in der Technologie-Roadmap des DLR mögliche Potenziale zur Verbesserung bestehender und neuauftkommender Technologien in der Luftfahrt. Zentrale Erkenntnis ist, dass auch unter der Annahme von technologischen Fortschritten keine gangbaren Alternativen zu flüssigen Kraftstoffen in der Luftfahrt bestehen. Die elektrifizierte Luftfahrt mittels Batterien oder H₂ besitzen auch auf lange Sicht nicht das Potenzial konventionelle Techniken im Massentransport (Personen/ Güter) abzulösen und zielen eher auf Nischenmärkte ab, wo geringe Kapazitäten und Reichweiten gefordert sind.

Dies ist u. A. ein wichtiger Grund für die Einführung von SAF-Kraftstoffen in der Luftfahrt. Auf politischer Ebene werden und wurden bereits verschiedenste Richtlinien für eine frühzeitige Implementierung von SAF-Kraftstoffen beschlossen. Eine Zusammenstellung von verschiedenen Zielsetzungen und Zielwerten enthält Tabelle 2.31.

Tabelle 2.31: Zusammenfassung von Zielsetzungen und Zielwerten von SAF-Beimischquoten verschiedener Entitäten

Region	Institution/ Programm/ Quelle	SAF-Beimischquoten bis 2030
Europa	EU (RED II) [102]	0,2 % (2022), 1 % (2025), 3,5 % (2030)
	EU ReFuel [103]	4 – 8 % (2030), 63 - 68 % (2050)
Deutschland	BMU [104]	PtL: 0,5 % (2026), 1 % (2028), 2 % (2030)
	AIREG [104]	10 % (2025)
Welt	IEA SDS [105]	4,9 % (2025), 9,8 % (2030)
Frankreich	TotalEnergies [106]	1% (2022), 2 % (2025), 5 % (2030)
Norwegen	Gevo Inc. [107]	0,5% (2022), 30% (2030)
Schweden	Gevo Inc. [107]	0,8% (2021), 27% (2030)

Um ein mögliches Marktpotenzial abzuschätzen können nun die relevanten Zielwerte aus der Zusammenstellung für Deutschland exportiert und mit aktuellen Marktdaten aus der chemischen Industrie zusammengeführt werden. Zu diesem Zweck wurde der Jahresbericht des Mineralölwirtschaftsverbandes (MWV) [108] aus dem Jahr 2020 ausgewertet. Die Absätze im nationalen Markt nach Art der Mineralölprodukte sind in Abbildung 2.42 dargestellt.

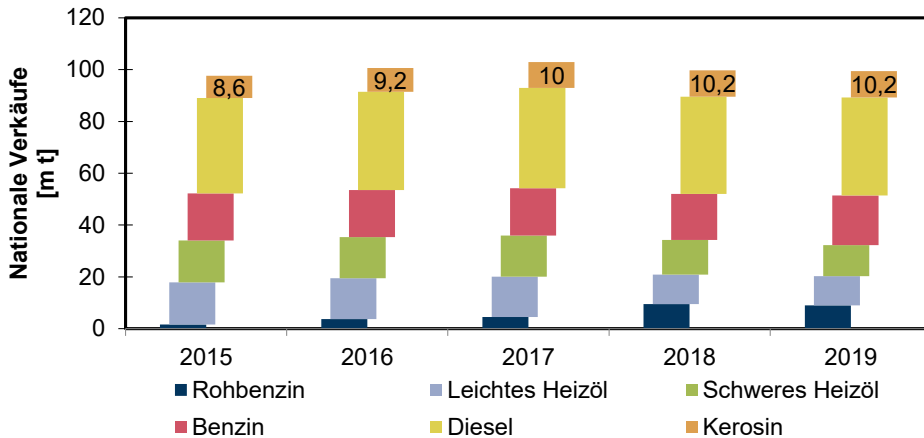


Abbildung 2.42: Jahresbilanzen der nationalen Verkäufe in der Mineralölindustrie zwischen 2015 und 2019, nach Jahresbericht MWV 2020 [108, S. 40].

Die Gesamtmenge an Kerosin wurde von 8,6 M t im Jahr 2015 auf 10,2 m t im Jahr 2019 gesteigert. Nun fehlen in dieser Darstellung die Auswirkungen der COVID-19 Pandemie auf den internationalen Flugverkehr. Die Erholungsphase wird bis zum Jahr 2025 prognostiziert, sodass an dieser Stelle die Marktlage aus 2019 als Basisdatensatz für die weiteren Analysen genutzt werden kann. Damit ist ein übergeordnetes Marktvolumen in Deutschland für Flugkraftstoffe von ca. 10,2 m t pro Jahr identifiziert. Mit dieser Basiszahl und den zuvor ermittelten Beimischquoten kann ein Marktpotenzial von 0,2 – 1 M t SAF-Kraftstoffe in Deutschland bis 2030 identifiziert werden.

Als Gegenstück zur hier dargestellten Nachfrageseite wurde in der entwickelten Marktstudie ebenfalls die Angebotsseite analysiert. Bauen et al. [109] haben einen Review zu aktuellen und zukünftigen Produktionskapazitäten durchgeführt. Größtes Potenzial bieten hier das Alcohol-to-Jet Verfahren, die Kombination aus Vergasern und FT-Synthese, sowie die Herstellung von SAF-Kraftstoffen aus biogener Pyrolyse. Die PtL-Verfahren weisen in diesem Vergleich nur eine untergeordnete Produktionskapazität auf.

Für die ökonomischen Analysen wurde zusätzlich der Jet-Fuel-Preis und dessen Zusammensetzung recherchiert. Die Preisanalyse für fossiles Kerosin teilt sich in die historische Preisanalyse und deren Einflussfaktoren und die Preisvorhersage auf. Für die historische Analyse der Kerosinpreise wird der publizierte Datensatz des „Jet Fuel Price Monitor“ der IATA [110] verwendet. Der in dieser Statistik beschriebene weltweite Kerosinpreis wird als gewichteter Mittelwert auf Basis von Datenaggregationen von verschiedenen Märkten berechnet. Dieser Auswertung zur Folge betrug der weltweite Kerosinpreis am 09.07.2021 80,36 \$/bbl. Im untersuchten Zeitraum ab Juli 2014 bis Juli 2021 schwankte der Kerosinpreis

zwischen 130 und 15 \$/bbl und folgte dabei direkt den Schwankungen des Rohölpreises (Brent). Die typische Preisspreizung zwischen Rohölpreis und Kerosinpreis betrug in diesem Zeitraum ca. +25 %. Damit kann ein zukünftiger Kerosinpreis in Abhängigkeit der Rohölpreisvorhersage abgeschätzt werden. Stukart et al. [111] haben zur Preisentwicklung des Rohöls eine Metastudie erarbeitet. Die Preisvorhersagen zeigen im Referenzszenario einen Anstieg auf knapp 100 \$/bbl bis zum Jahr 2030. Die Extremfälle umschließen hier einen Bereich von ca. 60 bis 125 \$/bbl (0,38 bis 0,79 €/l_{Kerosin}).

Für PtL-Produkte aus dem Fischer-Tropsch-Prozess gelten 2,3 €/l_{DE} als gemäßigte Annahme aus der vorgestellten Metastudie. Diese Preise bilden die Grundlage für die Berechnung der Blendkosten zwischen fossilem Kerosin und den SAF-Kraftstoffen. Die Preisspanne¹³ für das Blend liegt demnach zwischen 1,31 und 1,56 €/l_{Kerosin}.

¹³ Die angegebene Preisspanne wurde mit wechselnden Rohölpreisen von 50 bis 125 \$/bbl. berechnet. Als fester Blendanteil zwischen PtL-Kerosin und fossilem Kerosin wurde die maximale Beimischung von 50 % angenommen.

2.6. Techno-ökonomische Analyse und Bewertung

Die techno-ökonomische Analyse der verschiedenen Varianten der PtL-Produktionsrouten führt in letzter Instanz alle Ergebnisse aus den vorgelagerten Abschnitten zusammen. Die Basis bilden die Verfahrensanalysen zu den einzelnen Syntheserouten (siehe Abschnitt 2.3). Die Randbedingungen werden durch die Bestimmung der Standortdaten aus Abschnitt 2.2 definiert. Die Analyse der Raffination schließt sowohl die Weiterverarbeitung der „Rohprodukte“ im Hydro-Cracker als auch deren Transport mit ein (siehe Abschnitt 2.4). Die Potenzialstudien zur Bereitstellung der Edukte liefern wichtige Annahmen für die einzelnen Varianten (siehe Abschnitt 2.5).

Die techno-ökonomische Analyse selbst ist in die folgenden Abschnitte aufgeteilt. Zunächst werden die wichtigsten Erkenntnisse der durchgeführten Marktstudie zusammengefasst (Abschnitt 2.5.5). Danach werden in den Abschnitten 2.6.1 und 2.6.2 die Methodik sowie die getroffenen Annahmen zu den Randbedingungen zusammengestellt. Mit dieser Grundlage werden dann in einem zweistufigen Verfahren zunächst die Greenfield-Fälle (siehe Abschnitt 2.6.3) und danach die Brownfield-Fälle techno-ökonomisch analysiert.

2.6.1. Methodik der Wirtschaftlichkeitsanalyse

Die Methodik der Wirtschaftlichkeitsanalyse wird gleichermaßen auf die für die Greenfield- als auch die für die Brownfield-Umgebung entwickelten Prozesse angewendet und ist somit ein zentraler Baustein in der Erstellung dieser Studie. Die Beschreibung der Methodik ist dabei in zwei Teile aufgeteilt. Der erste Teil führt die allgemeine Methodik zusammen und gibt Aufschluss über die Charakteristiken dieser Methodik (siehe Abschnitt 2.6.1.1). Abschnitt 2.6.1.2 verdeutlicht in Analogie zu den technischen Ausführungen die Unterschiede zwischen den Fallstudien zu Greenfield und Brownfield.

2.6.1.1. Allgemeine Methodik der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Die allgemeine Methodik der Kostenschätzung zielt darauf ab die Herstellungskosten (engl. cost of manufacturing, COM) für ein beliebiges Produkt zu bestimmen. Für die Bestimmung der Herstellungskosten werden die beiden Bausteine Betriebskosten (engl. operational expenditures, OPEX) und jährliche Kapitalkosten (engl. annual capital costs, ACC) zusammengeführt. Formel (21) zeigt die Gesamtformel zur Berechnung der COM nach Turton [112].

$$\begin{aligned} COM = & 0,151 \cdot FCI + 2,284 \cdot C_P + 1,031 \cdot (C_R + C_B) + C_{Ab} \\ & + FCI \cdot \left(\frac{i \cdot (1+i)^t}{(1+i)^n - 1} + i \cdot 0,15 \right) \end{aligned} \quad (21)$$

Die Methodik sieht vor, dass zunächst die Investitionskosten (engl. fixed capital investments, FCI) der Anlage mit Hilfe von Grundbauteilkosten und bauteilspezifischen Zuschlagsfaktoren bestimmt werden. Die AAC werden über die Annuität mit der gesamten Investitionssumme in die PtL-Anlage und dem Umlaufkapital gebildet. Der festgelegte Zinssatz i sowie die Betriebszeit t gelten für alle Anlagen gleich. Die Betriebskosten für die Rohstoffe C_R , die Betriebsmittel C_B , die Kernpersonalkosten C_{KP} sowie die Abfallensorgungskosten C_{Ab} können zudem auf Basis der erstellten Prozesssimulationen direkt bestimmt werden. Alle weiteren Betriebsmittelkosten lassen sich nun als prozentuale Zuschlagsfaktoren auf die bereits bestimmten Größen ausdrücken. Alle in dieser Studie betrachteten Einflussfaktoren auf die Produktgestehungskosten sind im Baumdiagramm von Abbildung 2.43 enthalten. Der Zuschlagsfaktormethodik nach Turton wird eine Genauigkeit von -30%/+50% zugeordnet, welche mit dem aktuellen Projektstatus von 1-15% (Machbarkeitsstudie) harmonisiert. [13, 113]

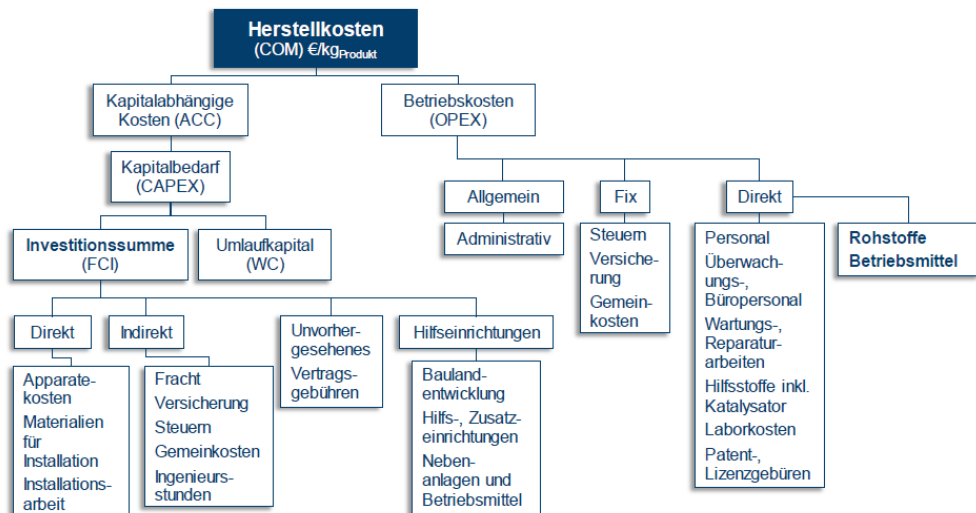


Abbildung 2.43 Detaillierte Aufschlüsselung der Herstellungskosten eines Produktes nach Schemme [13]

Bestimmung der CAPEX

Grundlage für die Durchführung der präsentierten Methodik sind die Verfahrensanalysen. Mit den Ergebnissen der Verfahrensanalysen werden alle notwendigen Betriebs- und Komponentengrößen für eine Abschätzung der Komponentenkosten erhalten.

Die Kapitalkosten werden auf Basis von literaturgestützten Kostenkorrelationen des CAPCOST-Tools nach Turton [112] bestimmt. Hierfür werden zunächst die Anschaffungskosten der Hauptbauteile (Kolonnen, Pumpen, Kompressoren, Druckbehälter, Wärmeübertrager,

Reaktoren) im Basiszustand C_p^0 über die folgende Formel berechnet:

$$C_p^0 = 10^{(K_1+K_2 \log_{10}(Z)+K_3[\log_{10}(Z)])^2} \tag{22}$$

Als Basiszustand gilt hierbei Kohlenstoffstahl als Bauteilmaterial und der Betrieb bei Umgebungsdruck (1 bar). K_1 bis K_3 sind bauteilspezifische Koeffizienten nach Turton [112] und Z der bauteilspezifische Größenparameter. Eine Übersicht der zu betrachtenden Hauptanlagenkomponenten, der zugehörigen Größenparameter und deren Geltungsbereiche zeigt Tabelle 2.32.

Tabelle 2.32: Größenparameter und dessen Geltungsbereich der Hauptanlagenkomponenten [112]

Bauteil		Parameter	Einheit	Min.	Max.
Kolonne	Böden/ Füllkörper	Volumen	m³	0,3	520
Wärmeübertrager	Rohrbündel	Fläche	m²	10	1000
Pumpe	Zentrifugal	Leistung	kW	1	300
Verdichter	Zentrifugal	Leistung	kW	450	3000
-antrieb	Geschlossener Motor	Leistung	kW	75	2600
Behälter	vertikal	Volumen	m³	0,3	520

Überschreiten die benötigten Bauteile die maximale Größe des jeweiligen Skalierungsparameters, werden mehrere Bauteile der gleichen Art parallel angenommen. Bei einer Unterschreitung der minimalen Größe, wird von CAPCOST der minimale Bauteilkostenwert angenommen. Dadurch, dass es sich in diesem Projekt um Kleinanlagen handelt, welche den Geltungsbereich häufig unterschreiten, kommt es somit zu einer Kostenüberschätzung und das Projekt wird unwirtschaftlicher. Um diesem Effekt entgegenzuwirken, werden die Bauteilkosten, welche die Gültigkeitsgrenze unterschreiten, zusätzlich mit einem Degressionsfaktor korrigiert. Zur Kostenskalierung der Gesamtanlage wird ein Degressionskoeffizient von 0,6 nach Turton [112] angenommen. Für die Bauteilgruppen Kolonnen, Pumpen und Kompressoren können diese Informationen direkt aus der Prozesssimulation entnommen werden. Für Wärmeübertrager, Reaktoren und Druckbehälter jedoch reichen die Simulationsdaten nicht aus, es muss zusätzlich eine Bauteilauslegung durchgeführt werden. An dieser Stelle werden die Auslegungen der wesentlichen Komponenten durch Tabelle 2.33 zusammengefasst.

Tabelle 2.33: Übersicht über die grundlegende Auslegung der wesentlichen Bauteile der Verfahrensanalysen für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung

Komponente	Grundlegende Formel zur Auslegung	Kurzbeschreibung
Wärmeübertrager	$A = \frac{\dot{Q}}{k \cdot \Delta\theta}$	Abschätzung mithilfe eines überschlägigen k-Werts, welcher an die Stromkopplung angepasst ist.
Reaktoren	$V_B = \frac{V_{Kat}}{1 - \varepsilon} = \frac{2 \cdot \dot{n}}{s \cdot \rho}$	Auslegung als mit Katalysatormaterial gefülltem Druckbehälter.
Druckbehälter	$D = 2 \cdot \sqrt{\frac{V_{Gas}}{\pi \cdot \left(0,048 \frac{m}{s} \cdot \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_g} - 1}\right) \cdot 2,5}}$	Auslegung als Schwerkraftabscheider mit Tröpfchenabscheider

Für eine höhere Genauigkeit der Kostenschätzung werden die Reaktorkosten der Fischer-Tropsch-Prozesse nach der Methodik von Baliban et al. bestimmt [113], denn diese Art von Reaktoren sind zu komplex, um als simple Druckbehälter modelliert zu werden. Baliban et al. [113] berechnen zunächst das *direct permanent investment*, kurz DPI, nach Formel (23):

$$DPI = (1 + BOP) \cdot C_0 \cdot \left(\frac{S}{S_0}\right)^{sf} \cdot n^{0,9} \quad (23)$$

Hierbei steht S für die Anlagenkapazität, sf stellt einen Skalierungsfaktor dar, n die Anzahl paralleler Reaktoren, falls die Maximalgröße überschritten wird und C_0 die Referenz-Grundkosten bei der Grundkapazität S_0 . Das *balance of plant*, kurz BOP, berücksichtigt zusätzliche Kosten für Anlagenkomponenten und Landerschließung in Form eines prozentualen Zuschlages.

Die Kosten der Bauteile aus dem Normalzustand (Auslegung aus der Verfahrensanalyse) werden im weiteren Verfahren durch verschiedene Aufschlagfaktoren für die Bauteilausführung (Druck, Material, etc.) erhöht. Die in CAPCOST hinterlegten Werte gelten jeweils für das Jahr 2001. Für eine Umrechnung auf das Jahr 2020 wird der *Chemical Engineering Plant Index* (CEPCI) herangezogen, welcher ein Maß dafür ist, wie sich der Wert von chemischen Anlagen im Laufe der Zeit verändert hat. Formel (24) zeigt die Umrechnung der Kosten auf das Jahr 2020, der CEPCI von 2001 betrug 394, der von 2020 596,2 [114].

$$C_{BM}(2020) = C_{BM}(2001) \cdot \frac{CEPCI_{2020}}{CEPCI_{2001}} \quad (24)$$

Ebenso zu beachten ist die Währung, in welcher die Kosten angegeben werden, denn CAPCOST verwendet US\$ als Währung. Hier wird zur Umrechnung der Wechselkurs der letzten 10 Jahre gemittelt. Der genutzte Umrechnungsfaktor ist daher 0,8314 €/US\$ [115].

Die gesamten FCI der Anlage berechnen sich nun nach Formel (25).

$$FCI = 1,18 \cdot \sum_{i=1}^n C_{BM} + 0,5 \cdot \sum_{i=1}^n C_P^0 \quad (25)$$

Bestimmung der OPEX

Die OPEX sind jährliche Kosten, die durch das Betreiben der Anlage entstehen. Sie unterteilen sich in fixe, allgemeine und direkte Betriebskosten. Fixe Betriebskosten sind von der Produktionskapazität unabhängige regelmäßige Zahlungen wie Gemeinkosten oder Steuern, während allgemeine Betriebskosten das Tagesgeschäft sichern. Unter die direkten Betriebskosten fallen alle Kosten, welche direkt mit dem Betrieb der Anlage zusammenhängen, wie zum Beispiel Rohstoff- oder Betriebsmittelkosten. Bei einer Erhöhung der Anlagenkapazität, steigen daher ebenso die direkten Betriebskosten. [13, 116]

Zur Ermittlung der Rohstoff- sowie Betriebsmittelkosten werden die stoffspezifischen Verbräuche aus den Simulationen mit den spezifischen Kosten multipliziert und aufsummiert. Als Betriebsmittel zählen Dampf (Hochdruck-, Mitteldruck- und Niederdruckdampf), Strom, Kühltluft, Kühlwasser und Kühlmittel. Die Berechnung der Abfallentsorgung erfolgt analog über die Menge des entstehenden Prozesswassers aus den Simulationen und einem spezifischen Abwasseraufreinigungspreis.

Die Berechnung der Kernpersonalkosten C_P erfolgt nach der von Turton [112] vorgeschlagenen Methodik nach Alkhatat und Gerrard [117].

2.6.1.2. Unterschiede zwischen Greenfield und Brownfield in der Methodik der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Wesentliche Unterschiede aus der **technischen Verfahrensanalyse** zwischen den Greenfield- und Brownfield-Standorten werden auch in die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen transportiert, da die neu ausgelegten Prozesse leichte Abweichungen in ihren Energie- und Massenbilanzen mitbringen. Zusätzlich wurden die für die Brownfield-Fälle veränderten Prozesse völlig neu durch die angewendete Kostenmethodik bearbeitet und eine neue Kostenschätzung erstellt. Größter Unterschied sind an dieser Stelle die nun mit Wasser gekühlten Wärmetauscher, welche deutlich kompakter gebaut werden als ihre Luft gekühlten Gegenstücke aus den Greenfield-Varianten.

Ein wesentlicher Unterschied in der gesamten Prozesskette wird durch die Verladung der FT-Rohprodukte und deren anschließenden **Transport** in die Raffinerie eingeführt. Daher werden

für die Be- und Entladung am PtL-Produktionsstandort und in der Raffinerie Verladeeinrichtungen vorgesehen, welche zu zusätzlichen Investitionskosten führen. Eine genaue Darstellung der Kosten findet in Abschnitt 2.4 statt. Die Investitionskosten betragen 5 Mio.-€ für V1, 15 Mio.-€ für V2 und 25 Mio.-€ für V3 (jeweils doppelte Bilanzierung). Im Methanolfall wurde nur eine Verladeeinrichtung für eine weitere Vermarktung bilanziert.

Die **OPEX-Kosten** wurden für die Brownfield-Varianten an verschiedenen Stellen angepasst:

- Die Kosten für das Überwachungs- und Büropersonal wurden um 50 % gesenkt. Diese Korrektur wurde durch einen ausgearbeiteten Personalplan der Standorte mit integrierter PtL-Synthese ermöglicht. (Personalauskunft RWE)
- Für die Variante V1 ist geplant, dass die Kesselwagen, welche für den Transport der Rohprodukte notwendig sind, gemietet werden. Hierfür wurden 400.000 €/a veranschlagt.
- In den Varianten V2 und V3 wird davon ausgegangen, dass neue Tanks (*dedicated systems*) angeschafft werden. Hierfür wurden zusätzliche Investitionskosten auf die CAPEX-Kosten eingerechnet.
- Die Weiterverarbeitung der Rohprodukte im HC werden im Wesentlichen durch den Transport und die Kosten für zusätzlichen H₂ bestimmt. Aus diesem Grund wurden hier szenarioabhängig verschiedene OPEX-Kosten angenommen: 300 €/t für V1, 300 €/t für V2, 290 €/t für V3.
- Die Weiterverarbeitung der FT-Rohprodukte im Co-Processing führt zu im Vergleich zum Greenfield-Fall veränderten Produktverteilungen. Der im Greenfield-Fall integrierte HC und der gesamte Prozess wurde für die Maximierung der Produktausbeute erstellt und zeigt somit deutlich höhere Kerosinanteile (vgl. Abschnitt 2.3.3.1).

Hinweis!

Der wirtschaftliche Vergleich der ausgearbeiteten GF- und BF-Kosten ist nicht aussagekräftig, da besonders die unterschiedlichen Annahmen zur Eduktbereitstellung und die unterschiedlichen Prozessketten mit Transport und Weiterverarbeitung nicht vergleichbar sind. Obwohl ähnliche Prozesse ausgelegt wurden, verändert die Prozesskette auch die Ausbeuten und somit die Grundlage für die ökonomische Bewertung. Weitere Herausforderung beim direkten Vergleich sind die unterschiedlichen Zeitebenen der einzelnen Varianten. Aus diesem Grund werden am Ende des Berichts diese komplexen Sachverhalte zusammenstehend diskutiert.

2.6.2. Randbedingungen der Wirtschaftlichkeitsanalyse

Zur Bestimmung der OPEX müssen zunächst geeignete Annahmen für die spezifischen Kosten von Edukten und Betriebsmittel, für die Abwasserkosten sowie Betriebsdauer und Zinssatz für den Anlagenbetrieb festgelegt werden. Es wurde sich hierbei an bereits veröffentlichten Arbeiten von dem Forschungszentrum Jülich und der Literatur orientiert [13]. Tabelle 2.34 stellt alle Annahmen zusammen.

Tabelle 2.34: Allgemeine Parameter für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Betriebsmittel	Energie [MJ/h]
Kosten für H_2	6 €/kg
Kosten für CO_2	70 €/t
Kosten für O_2	70 €/t
Kosten für Hochdruckdampf	0,0187 €/MJ
Kosten für Mitteldruckdampf	0,0158 €/MJ
Kosten für Niederdruckdampf	0,0146 €/MJ
Kosten für Betriebsstrom	0,0976 €/kWh
Kosten für Kühlwasser	0,0048 €/MJ
Kosten für Kühlmittel	6,58 €/GJ
Abwasserkosten [118, 119]	3 €/m ³
Betriebsdauer der Anlagen	20 a
Zinssatz	8 %
Betriebsstunden pro Jahr	8000 h/a
Unterer Heizwert Kerosin	35,9 MJ/l
Unterer Heizwert Diesel	35,9 MJ/l
Unterer Heizwert Benzin	32,2 MJ/l

Für die spezifische Untersuchung der Top-Varianten in Brownfield-Umgebung wird zusätzlich eine Fallunterscheidung definiert. Der größte Einflussfaktor auf die Wirtschaftlichkeit ist die Bereitstellung von grünem H_2 und somit wird dieser Wert explizit auf jede Variante und jeden Fall angepasst. Zu den Varianten V1 und V2 werden jeweils ein *best case* Szenario und ein *worst case* Szenario definiert. Die Fallunterscheidung für die Variante V1 wird zusätzlich noch um eine Grünstromvariante erweitert. Diese Variante schließt die bilanzielle Verrechnung von Netzstrom mit Strom aus EE-Anlagen aus und fordert eine Gleichzeitigkeit von Grünstromerzeugung und Grünstromverbrauch. Dadurch reduziert sich die angenommene Zahl der Volllaststunden der Elektrolyse und erhöhen somit auch die H_2 -Kosten. Variante V3 wird

ohne Variation berechnet und berücksichtigt nur den im Projekt definierten Synthesegaspreis und den zuvor definierten H₂-Preis für das Jahr 2035. Alle Randbedingungen sind in der untenstehenden Tabelle 2.35 aufgeführt.

Tabelle 2.35: Parametersätze für die Variation der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Fall		Mit Netzbezug			Grünstrom Varianten (nur V1)			
		H ₂ €/kg	CO ₂ €/t	Elektrizität €/kWh	H ₂ €/kg	CO ₂ €/t	Elektrizität €/kWh	Synthesegas €/t
V1	Best case	5,60	104	0,0655	6,8	160	0,0649	
	Worst case	9	119	0,0655	9	176	0,0649	
V2	Best case	5,98	88	0,0686				
	Worst case	5,98	103	0,0686				
V3	Reference case	5,43		0,0686				216

Damit sind alle Vorarbeiten für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen abgeschlossen und die techno-ökonomische Analyse kann im folgenden Abschnitt durchgeführt werden.

2.6.3. Abschätzung der theoretischen Produktgestehungskosten auf Basis der Greenfield-Analyse

Die technische Auslegung der fünf Prozesse erfolgte auf Basis der am Standort Knapsack verfügbaren CO₂-Menge. Darauf aufbauend wurde das bereits beschriebene Vorgehen der Bauteilkostenmethodik angewandt, um die Investitionskosten für die verschiedenen Prozessvarianten zu bestimmen. Abbildung 2.44 zeigt die summierten CAPEX-Komponenten der untersuchten Pfade. Da es sich bei den Prozessen MtK, MtG und MTBE um eine Weiterverarbeitung des Methanols handelt, werden die CAPEX des Methanol-Prozesses in diesen Fällen aufaddiert. Der MTBE-Prozess kann als eine Abwandlung des MtK-Prozesses verstanden werden, daher werden auch hier die anteiligen CAPEX des MtK-Prozesses hinzuaddiert. Die CAPEX des FT-Prozesses belaufen sich auf ca. 45 Mio.-€, die der Methanol-basierten Prozesse liegen im Bereich 27 bis 32 Mio.-€ und sind damit niedriger. Beim näheren Vergleich der Kostenkomponenten sticht heraus, dass für die FT-Synthese deutlich höhere Reaktorkosten von ca. 21 Mio.-€ im Vergleich zu den Kosten von ca. 1 Mio.-€ und weniger im Falle der Methanol-basierten Prozesse anfallen. Begründet ist dies in einer höheren Komplexität der Reaktoren, denn für die FT-Synthese müssen ein Fischer-Tropsch-Reaktor, ein rWGS-Reaktor sowie ein Hydrocracker bilanziert werden. Die Reaktoren der Methanol-Pfade

hingegen können als einfache Druckbehälter ausgelegt werden, was geringere Anschaffungskosten nach sich zieht. Zweitgrößter Kostenfaktor für alle Prozesse sind die Wärmeübertrager, gefolgt von den Druckbehältern.

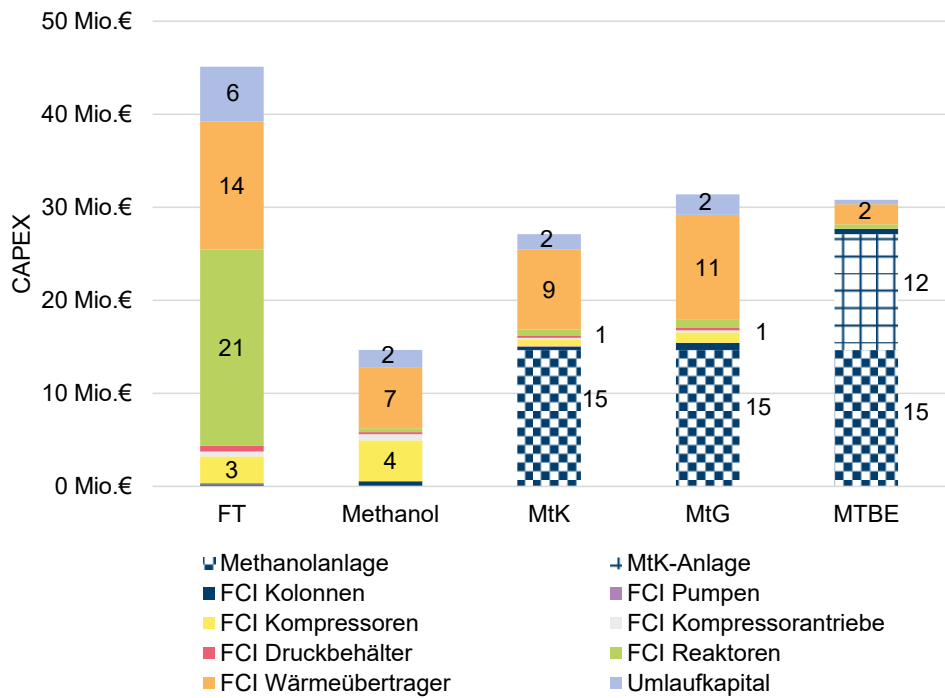


Abbildung 2.44: Zusammensetzung der CAPEX für den Standort Knapsack im Greenfield-Vergleich

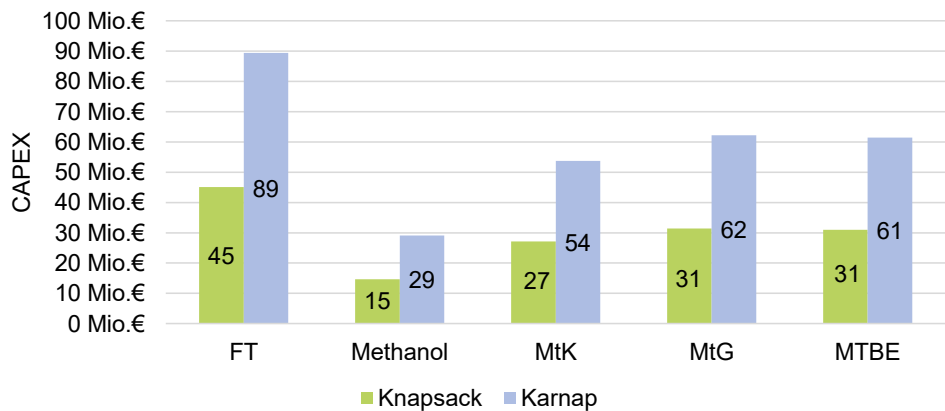


Abbildung 2.45: Vergleich der CAPEX für den Standort Knapsack und den Standort Essen-Karnap im Greenfield-Vergleich

Für den Standort Essen-Karnap steht eine größere CO₂-Menge zur Verfügung, wodurch die

Syntheseleistung der Prozesse zunimmt. Eine erneute technische Auslegung und Simulation ist an dieser Stelle nicht sinnvoll, da sich die Prozessführung nicht ändert, sondern sich lediglich die Kapazität der Anlage um den Faktor 3,13 erhöht. Stattdessen wird eine mathematische Skalierung der für den Standort Knapsack bereits berechneten Kosten vorgenommen. Für die FCI geschieht dies über die bereits vorgestellte Methodik der Degression, da Bauteilkosten nicht linear mit ihrer Kapazität steigen. Abbildung 2.45 stellt die CAPEX der beiden Standorte gegenüber. Es zeigt sich eine nahezu Verdopplung der Kosten zwischen den Standorten. Die aufgeschlüsselten OPEX der Syntheseverarianten für den Standort Knapsack sind in Abbildung 2.46 dargestellt.

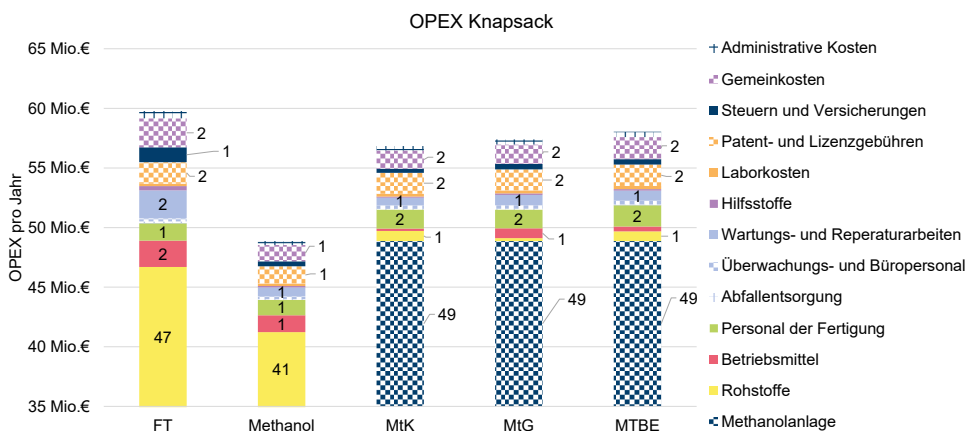


Abbildung 2.46: Zusammensetzung der OPEX für den Standort Knapsack im Greenfield-Vergleich

Zu beachten ist hier, dass die Kostenachse geschnitten dargestellt ist und ihren Ursprung bei 35 Mio.-€/a hat. Es ist daher deutlich zu erkennen, dass die Rohstoffkosten als unterster Balken den größten Teil der OPEX einnehmen, diese liegen für den FT-Prozess bei ca. 47 Mio.-€/a und die Methanol-basierten Varianten bei ca. 42 Mio.-€/a. Da alle Prozesse auf Grundlage der gleichen verfügbaren CO₂-Menge in Knapsack ausgelegt wurden und sich dementsprechend identische CO₂-Kosten für alle Prozesse ergeben, wird deutlich, dass die Varianz der Rohstoffkosten innerhalb der Prozesse durch den Wasserstoffverbrauch resultieren muss. Alle weiteren Kostenkomponenten belaufen sich auf jeweils maximal 3 Mio.-€.

In Summe betrachtet unterscheiden sich die gesamten OPEX der untersuchten Prozesse nur gering um ca. 2 bis 3 Mio.-€/a. Die OPEX des FT-Prozesses belaufen sich auf etwa 60 Mio. €/a, die der Methanol-basierten Prozesse liegen mit 57 bis 58 Mio.-€/a leicht darunter. Der FT-Prozess weist zwar höhere FCI und Rohstoffkosten auf, da allerdings für die Methanol-basierten Prozesse sowohl eine Methanol-Anlage als auch eine Weiterverarbeitungsanlage bilanziert wurde, liegen hier bauteilanzahlbezogene und damit auch personalkostenbezogene OPEX-Komponenten höher.

Abbildung 2.47 zeigt analog zu den CAPEX auch für die OPEX den Vergleich der beiden Standorte. Da die OPEX linear zur Syntheseleistung skalieren, sind diese für den Standort Essen-Karnap ebenfalls um den Kapazitäts-Faktor von 3,13 höher als für den Standort Knapsack.

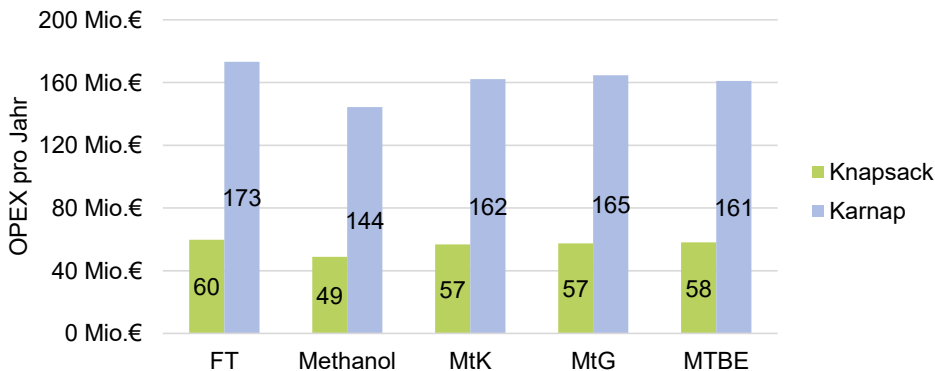


Abbildung 2.47: Vergleich der OPEX für den Standort Knapsack und den Standort Essen-Karnap im Greenfield-Vergleich

Für einen Vergleich mit gängigen konventionellen Kraftstoffen werden die Herstellungskosten auf einen Liter Dieseläquivalent (LHV= 35,9 MJ/l [1]) normiert. Tabelle 2.36 fasst die untersuchten Prozesse, deren Syntheseleistung und die Herstellungskosten zusammen. Für den Standort Knapsack resultieren Herstellungskosten von etwa 3,53 bis 3,66 €/l_{DE}, für den Standort Essen-Karnap liegen diese im Bereich 3,07 bis 3,32 €/l_{DE}. An beiden Standorten sind die spezifischen Herstellungskosten für den FT-Prozess höher als für die Methanol-basierten Varianten.

Tabelle 2.36: Herstellungskosten der Prozessvarianten für den Standort Knapsack (1) und den Standort Essen-Karnap (2) im Greenfield-Vergleich

Parameter	Einheit	FT		MeOH		MtK		MtG		MTBE	
Ort		1	2	1	2	1	2	1	2	1	2
Syntheseleistung	MW	21,9	68,4	23,1	72,3	21,1	65,9	20,9	65,4	21,1	66,7
Herstellungskosten	Mio.- €/a	64,3	182,0	50,4	147,2	59,7	164,6	60,7	167,9	61,2	164,1
Sepz. Herstellungs- kosten	€/l _{DE}	3,66	3,32	2,71	2,54	3,53	3,12	3,62	3,20	3,62	3,07

In diesem Abschnitt wurden die Rohstoffkosten der Synthesen als maßgebende Kostenkomponente identifiziert. Um dessen Einfluss tiefer zu analysieren, wird an dieser Stelle eine Sensitivitätsanalyse für die H₂-Kosten durchgeführt. Beide Kostenpunkte fließen linear in die Herstellungskosten ein. Betrachtet werden der FT-Prozess sowie der MtK-Prozess für beide Standorte aufgrund der annähernden Vergleichbarkeit ihres Produktspektrums. Abbildung 2.48 visualisiert die spezifischen Herstellungskosten der beiden Prozesse für einen fixierten CO₂-Preis von 70 €/t und variierenden H₂-Kosten von 3 €/kg, 6 €/kg (Base-Case) und 9 €/kg. Es zeigt sich, dass aus einer Erhöhung der H₂-Kosten um 1 €/kg eine Erhöhung der spezifischen Herstellungskosten um etwa 0,42 €/l_{DE} resultiert.

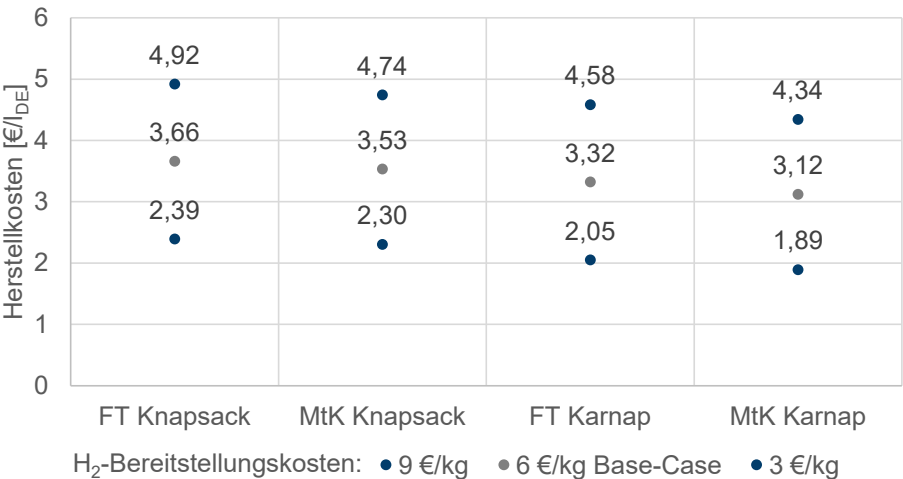


Abbildung 2.48: Herstellungskosten für variierende H₂-Kosten bei konstanten CO₂-Kosten von 70 €/t

2.6.4. Abschätzung der realen Produktgestehungskosten auf Basis der umsetzbaren Varianten in der Brownfield-Analyse

Die Bestimmung der Produktgestehungskosten der anvisierten Brownfield-Varianten stellt die zentrale Analyse innerhalb der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung dieser Studie dar. Alle vorherigen Ergebnisse werden in diesem Abschnitt zusammengeführt bzw. als Grundlage verwendet. Aus dieser zentralen Position kommt der nachfolgenden Analyse eine besondere Bedeutung innerhalb der Studie zu. Die Varianten der Brownfield-Fälle fokussieren die Implementierung des FT-Verfahrens in allen drei Varianten. Für die Varianten 1 und 2 wird zusätzlich die Methanolsynthese als Vergleich dargestellt. In Analogie zu Abschnitt 2.6.3 werden zunächst die Investitionskosten der Varianten bestimmt. Im Gegensatz zu den Greenfield-Varianten müssen für die Brownfield-Varianten auch die Investitionskosten für den Transport und die Weiterverarbeitung berücksichtigt werden. Eine Übersicht zu den abgeschätzten Kosten stellt Abbildung 2.49 dar.

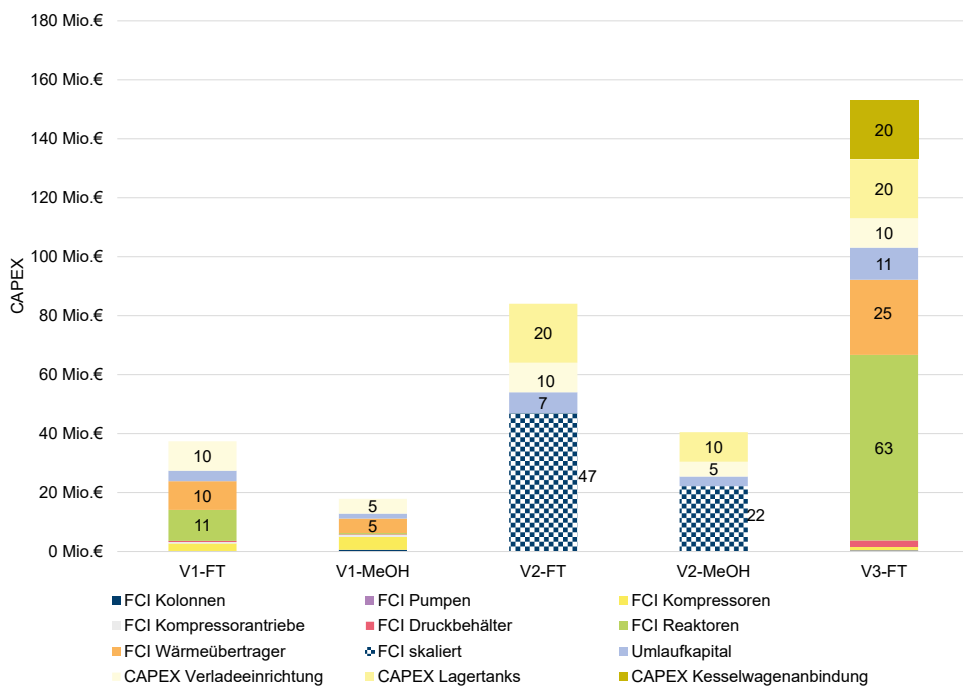


Abbildung 2.49: Zusammensetzung der CAPEX für die betrachteten Brownfield-Varianten

Die Kosten für die Variante V1-FT liegen summiert bei ca. 40 Mio.-€. Eine deutliche Kosteneinsparung wird im Vergleich zur Greenfield-Variante durch die Umstellung der Wärmeübertrager auf Kühlwasser erzielt. Dennoch müssen ca. 10 Mio.€ für die

Verladeeinrichtungen investiert werden. Für die Methanolanlage in der Variante V1 wurde entsprechend der definierten Systemgrenzen an dieser Stelle nur eine Verladeeinrichtung am Synthesestandort berücksichtigt. Die Variante V2 stellt für beide Synthesen jeweils eine Skalierung dar und zeigt keine weiteren Erkenntnisse. Besonderheit in der Variante V3 stellt die Kesselwagenanbindung dar, welche nochmals einen zusätzlichen Investitionsbedarf von ca. 20 Mio.€ mit sich bringt. Für den Aufbau der gesamten Produktionskette werden in der Variante V3 ca. 155 Mio.-€ abgeschätzt. Spezifisch sinken die Investitionskosten bezogen auf die produzierte Menge an synthetischem Kraftstoff. Die Produktionskapazität von Variante V3 ist ca. 8,4-mal höher als die Produktionskapazität von Variante V1. Der Anstieg der Investitionskosten zwischen diesen beiden Varianten entspricht schätzungsweise dem 4-fachen, was letztlich die spezifische Kostendegression auch für die Brownfield-Fälle nachweist.

Für die Bestimmung der Herstellungskosten der verschiedenen Varianten müssen zusätzlich zu den Investitionskosten auch die Betriebskosten (OPEX) bestimmt werden. OPEX und CAPEX stehen nach der in Abschnitt 2.6.1 eingeführten Methodik teilweise im direkten Zusammenhang, da verschiedene Kostenfaktoren der OPEX von den FCI abgeleitet werden. Abbildung 2.50 zeigt den Vergleich der abgeschätzten OPEX-Kosten der verschiedenen Varianten aufgeteilt nach Kostenkategorien und ohne Rohstoffkosten (Edukte).

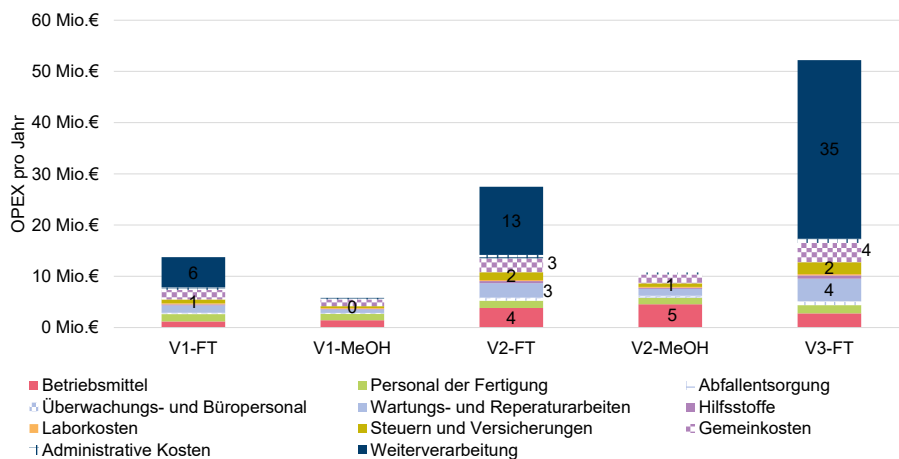


Abbildung 2.50: Vergleich der OPEX-Kosten der betrachteten Brownfield-Varianten ohne Rohstoff und Patent- bzw. Lizenzgebühren

Die in Abbildung 2.50 dargestellten Betriebskosten weisen Kosten für die Variante V1-FT von ca. 14,5 Mio.€/a aus. Ein Großteil dieser Kosten ist in dieser Betrachtung mit den Transport- und Weiterverarbeitungskosten verbunden, welche für die Variante V1-FT ca. 5,9 Mio.-€/a betragen. Der Anteil der Weiterverarbeitungskosten steigt von ca. 40 % auf ca. 66 % zwischen

Variante V1 und Variante V3. Die Betriebskosten werden allerdings im Wesentlichen durch die Rohstoffkosten der Synthesen beeinflusst. Aus diesem Grund wurden bereits in Abschnitt 2.6.1.2 verschiedene Fallunterscheidungen mit Parametrisierungen definiert. Abbildung 2.51 zeigt den Einfluss der Variationen eben dieser Fallunterscheidungen auf die Betriebskosten der Varianten. Die ermittelte Spannweite der OPEX-Kosten für Variante V1-FT beträgt ca. 26,5 Mio.-€/a. Größter Einflussfaktor auf die Rohstoffkosten ist die Variation der H₂-Kosten von 5,60 €/kg bis 9 €/kg. In Variante V2-FT wurden nur die Bezugskosten von CO₂ zwischen 88 €/t und 103 €/t variiert, was zu einer sehr geringen Spannweite von ca. 2,1 Mio.€/a führt. Variante V3 beinhaltet an dieser Stelle keine Variation.

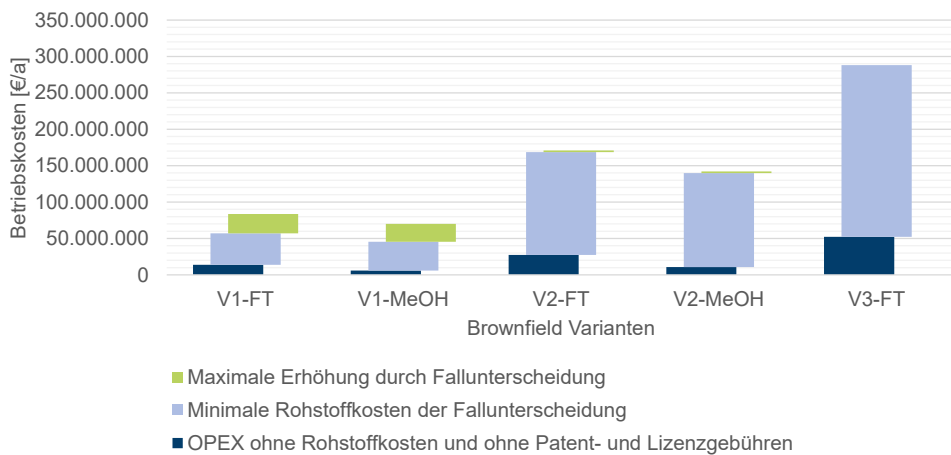


Abbildung 2.51: OPEX-Kosten der verschiedenen Brownfield-Varianten mit Fallbetrachtung der Rohstoffbezugskosten

Die gesamten OPEX-Kosten liegen demnach zwischen ca. 50 Mio.-€/a (V1-FT, BC) und ca. 300 Mio.-€/a (V3-FT). Im Verhältnis zu den in Abbildung 2.49 gezeigten CAPEX-Kosten der Varianten bleibt an dieser Stelle erneut festzuhalten, dass die hier untersuchten Verfahrensvarianten durch die Betriebskosten bestimmt sind. Weiterhin ist der Einfluss der Bereitstellungskosten des H₂ maßgeblich für die Betriebskosten verantwortlich. Für die Bestimmung der Produktgestehungskosten müssen nun die Investitions- und Betriebskosten zusammengeführt werden und auf die Produktionskapazität der PtL-Produktionskette umgelegt werden. Die Verfahrensanalysen in Abschnitt 2.3 und die Weiterverarbeitung und der Transport in Abschnitt 2.4 haben bereits gezeigt, dass die analysierten Produktionspfade unterschiedliche Selektivitäten bezüglich des anvisierten Zielprodukts „PtL-Kerosin“ besitzen. Als Nebenprodukte entstehen u. A. nachhaltiger Diesel, Naphtha und sogenanntes *unconvertible oil* (UCO). Die Produktverteilungen der einzelnen Varianten unterscheiden sich nur im geringen Maße voneinander, sodass an dieser Stelle stellvertretend die Produktverteilung der Variante

V1-FT zu Grunde gelegt wird:

- Kerosinanteil in Gew. %: ca. 44,83 %
- Dieselanteil in Gew. %: ca. 28,74 %
- Naphthaanteil in Gew. %: 17,24 %
- UCO-Anteil in Gew. %: 9,20 %

Diese Produktverteilung ist im Wesentlichen an das Co-Processing der FT-Crude-Produkte im HC der Raffinerie gebunden. Durch Rezyklierungen können bestimmte Anteile reduziert werden. Diese Prozessoptimierung erfordert aber eine vertiefte Analyse, welche über den Rahmen des BioJetFuel-Projekts hinausgeht.

2.6.4.1. Abschätzung der möglichen Prämien durch die Bestimmung des CO₂-Fußabdrucks der PtL-Produktionsketten

Die Bestimmung der ansetzbaren Prämien beginnt mit der Berechnung des CO₂-Fußabdrucks der PtL-Produktionsketten und der damit einhergehenden CO₂-Reduktion der Gesamtkette. Die hier dargestellten Berechnungen basieren auf Literaturdaten zur CO₂-Intensität der Elektrizitätsbereitstellung, Elektrolyse und dem Transport.

Diese Berechnung gilt als Abschätzung der möglichen Reduktionspotenziale und besitzt **nicht den Anspruch einer umfassenden LCA-Analyse**. Eine solche LCA-Studie berücksichtigt viele wichtige Aspekte wie z. B. Bau, Betrieb, Rückbau der Synthesenanlagen, Emissionen in der Raffinerie und stellt somit eine viel genauere Untersuchung dar.

- Des Weiteren werden viele tiefgreifende Aspekte, die die Komplexität des realen Systems widerspiegeln, vernachlässigt. So kann z. B. durch die Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage gesicherte Leistung bereitgestellt werden. Eine Berücksichtigung für die Berechnung des CO₂-Fußabdrucks wird an dieser Stelle ausgelassen. Die Abbildung der gesicherten Leistung kann nur durch ein Ersatzsystem erfolgen und würde den Umfang der Analyse erweitern und zusätzliche Annahmen einführen.
- Zusätzlich müsste eine neue funktionale Einheit für die Verarbeitung von Klärschlamm im Sinne der Abfallentsorgung ergänzt werden.

Für die Bestimmung der CO₂-Reduktionspotenziale durch die PtL-Prozesskette müssen in einem ersten Schritt die CO₂-Emissionen des Referenzsystems R1 bestimmt werden. Nach Gleichung (26) besteht im Referenzsystem durch die Emissionen der Luftfahrt eine einzige Emissionsquelle.

$$E_{R1} = \sum_{i=1}^n E_i = E_5 \quad (26)$$

Die Luftfahrt setzt genau die Menge an CO₂ durch Verbrennung frei, welche zuvor in dem Kraftstoff gebunden wurde. Im Vergleich zum Referenzszenario fallen im PtL-Produktionssystem verschiedene CO₂-Emissionen entlang der Wertschöpfungskette an. Abbildung 2.52 zeigt die berücksichtigten Emissionen entlang der PtL-Produktionskette mit zugehöriger Bilanzgrenze.

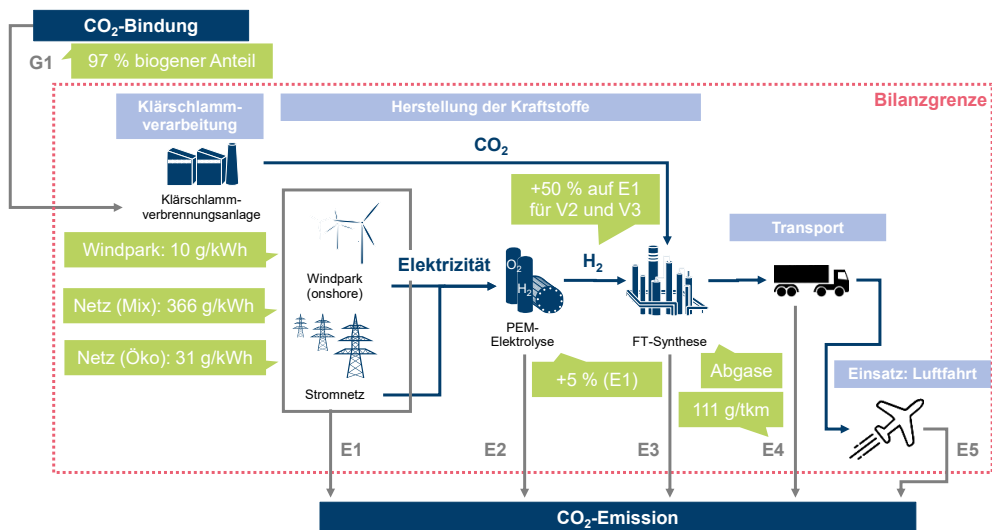


Abbildung 2.52: Definition der Bilanzgrenzen und Emissionssummanden für die Bestimmung des CO₂-Fußabdrucks der PtL-Produktionskette

Für die Berechnung der CO₂-Emissionen entlang der PtL-Produktionskette werden insgesamt fünf Emissionsquellen und eine CO₂-Senke betrachtet. Gleichung (27) setzt diese einzelnen Summanden zur Berechnung der Gesamtemissionen zusammen.

$$E_{PtL} = \sum_{i=1}^n E_i = E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5 - G_1 \quad (27)$$

Die verschiedenen Summanden aus Gleichung (27) wurden auf Basis von diversen Literaturdaten zusammengetragen und mit den ausgearbeiteten Prozessbilanzen verrechnet. Im Folgenden findet eine kurze Darstellung der verschiedenen Summanden statt.

Bestimmung der CO₂-Emissionen aufgrund der Energiebereitstellung: Emissionssummand E₁

- Spezifische Emissionen aus dem Betrieb des Windparks: ca. 10 g_{CO2}/kWh nach Deutz et al. [120] (0,278 g_{CO2}/MJ_e).

- Für den Bezug von Elektrizität aus dem Netz wird der aktuelle CO₂-Fußabdruck der deutschen Energieversorgung angenommen. Nach Abschätzungen des Umweltbundesamts [121] beträgt der CO₂-Emissionsfaktor für den deutschen Strommix im Jahr 2020 ca. 366 g_{CO2}/kWh. Dieser Wert spiegelt die direkten CO₂-Emissionen wider. Ein Wert mit Bilanzierung der Vorkette und in Zusammennahme der Klimawirksamkeit ist für 2020 noch nicht verfügbar.
- Die Berechnung des CO₂-Fußabdrucks der Energiebereitstellung wird durch die vorgelagerte Analyse zur Verfügbarkeit des Windparks aufgeteilt. Die resultierenden Energiemengen für die Elektrolyse stammen nach Fallbetrachtung 7 (siehe Abschnitt 2.5.3) zu ca. 46 % aus dem eigenen Windpark und zu 54 % aus dem Netzbetrieb. Damit ergibt sich ein CO₂-Emissionsfaktor für die hybride Bereitstellung von Elektrizität von ca. 202,24 g_{CO2}/kWh.
- Zusätzlich wird ein Szenario für den Einkauf von 100% erneuerbaren Energien in den Betrachtungen integriert. Für dieses Szenario wurde eine grobe Abschätzung der THG-Emissionen von Ökostrom anhand der spezifischen Emissionsfaktoren der Erzeugungstechnologien aus der Marktanalyse Ökostrom II [122] und der Stromerzeugung aus erneuerbaren Energien [123] im Jahr 2021 abgeleitet. Der abgeleitete Wert beträgt 31,26 g_{CO2}/kWh. Dieser Wert berücksichtigt alle THG-Emissionen in Form von CO₂-Äquivalenten und basiert auf einer Lebenszyklusanalyse.

Bestimmung der CO₂-Emissionen der H₂-Bereitstellung: Emissionssummand E₂

- Bareiß et al. [124] haben in einer LCA-Studie die CO₂-Emissionen der PEM-Elektrolyse untersucht. In dem untersuchten Szenario stammen ca. 96 % der Emissionen aus der Bereitstellung von Elektrizität. Alle weiteren Faktoren wie Bau, Betrieb und Rückbau sind demnach nur von geringer Bedeutung. Aus diesem Grund werden die CO₂-Emissionen der Elektrolyse mit 5 % der CO₂-Emissionen der Elektrizitätsbereitstellung berechnet.
- Der H₂-Bezug der Top-Varianten V2 und V3 erfolgt über geplante Anbindungen an ein H₂-Pipeline System. Der CO₂-Fußabdruck dieser Varianten ist besonders schwierig abzuschätzen. Hier wird ein Aufschlag von 50 % im Vergleich zur Variante V1 eingerechnet.

Bestimmung der prozessbedingten CO₂-Emissionen: Emissionssummand E₃

- Die prozessbedingten Emissionen geben die über die Purgeströme emittierten CO₂-Mengen wider. Die ermittelten CO₂-Mengen betragen 185,12 kg_{CO2}/h, 578,5 kg_{CO2}/h und 1590,85 kg_{CO2}/h.

Bestimmung der CO₂-Emissionen für den Transport: Emissionssummand E₄

- Das Umweltbundesamt [125, S. 29] vergleicht in seiner beauftragten Studie den Vergleich von Verkehrsmitteln mit ökologischer Betrachtung. Im Güterverkehr werden für den Transport mittels LKW ca. 110 g_{CO2}/tkm, mittels Bahn ca. 16 g_{CO2}/tkm und 31 g_{CO2}/tkm mittels Binnenschiff berechnet. Die Daten stammen aus Berechnungen mit dem TREMOD-Modell 6.21 (11/2021).
- Die Angaben für den LKW-Transport stellen einen Mittelwert für Last-/Sattelzugmaschinen mit ca. 40 t dar. Kleinere LKW erzeugen spezifisch größere Emissionen von knapp über 500 g_{CO2}/tkm.

Bestimmung der CO₂-Bindung durch den Klärschlamm: Emissionssummand G₁

- Klärschlamm besteht zu 97 % aus biologischem Material, wodurch CO₂ aus der Atmosphäre gebunden wurde (vgl. Abschnitt 2.6.5). Somit gilt der Eingangsstrom in die PtL-Produktionskette als CO₂-Senke.

Die zuvor beschriebenen Ansätze, um die unterschiedlichen Varianten zu beschreiben, werden in der folgenden Tabelle 2.37 übersichtlich zusammengestellt.

Tabelle 2.37: Zusammenfassung der Szenarien für die Bestimmung der CO₂-Intensität der verschiedenen Top-Varianten

		V1	V1-Öko	V2	V2-Öko	V3	V3-Öko
Elektrizität für die Elektrolyse		46 %	46 %	Vorzugsregion			
		Windpark	Windpark				
		54 %	54 %	Direkte Kopplung WEA			
		Netzstrom (DE)	Netzstrom (Öko)				
	g/kWh	202	21,5	10			
Elektrizität für die Synthese		s.o.	s.o.	100 %	100 %	100 %	100 %
				Netzstrom (DE)	Netzstrom (Öko)	Netzstrom (DE)	Netzstrom (Öko)
	g/kWh	202	21,5	366	31,26	366	31,26
Zuschlagsfaktor Elektrolyse		+5 % auf E1 – für alle Varianten +50 % auf E1 – für die Varianten V2 und V3					
Prozessbedingte Emissionen	kt/a	1,90	1,90	5,94	5,94	9,84	9,84
Transport	km	100	100	15	15	100	100
	t/a	14212	44412	119847	14212	44412	119847
	g/tkm	111					

Die relative Reduktion ergibt sich durch die Differenz der Emissionen aus dem Referenzszenario und der Emissionen aus dem PtL-Fall bezogen auf die Emissionen des Referenzszenarios. Gleichung (28) stellt dieses Verhältnis mathematisch dar.

$$R_{eff} = \frac{E_{R1} - E_{PtL}}{E_{R1}} \quad (28)$$

Die in Tabelle 2.37 gezeigte Parametrisierung hebt grundlegende Unterschiede der Szenarien hervor. Variante V1 besitzt mit einem spezifischen CO₂-Fußabdruck für die Stromerzeugung der Elektrolyse von ca. 202 g/kWh die höchsten Emissionen. Die untersuchten PtL-Prozesse basieren auf dem Einsatz von möglichst erneuerbarer Energie und somit ist diese Variante in diesem Vergleich wenig konkurrenzfähig. Im Gegensatz dazu ist die Variante V1-Öko mit besonders niedrigen spezifischen Emissionen deutlich besser aufgestellt. Die Ergebnisse dieser beiden und aller weiteren Varianten sind in Abbildung 2.53 eingetragen.

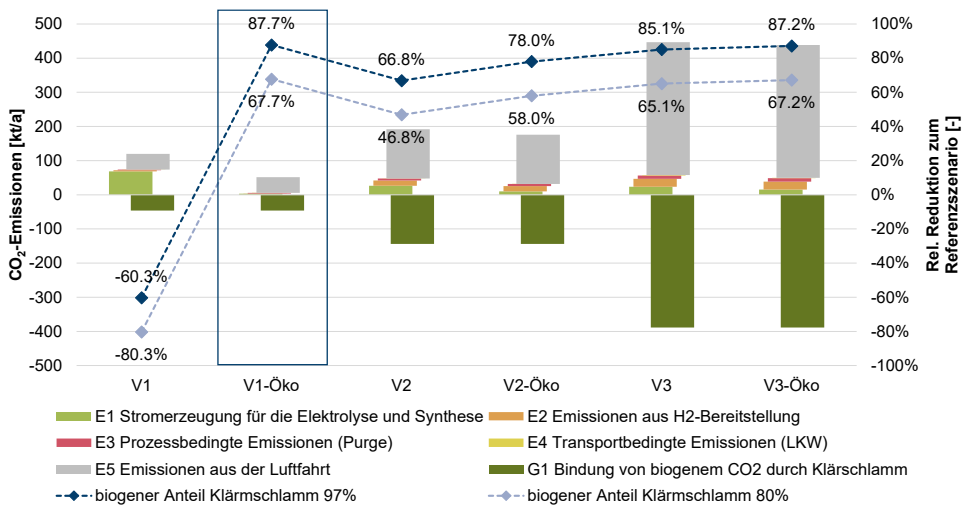


Abbildung 2.53: Ergebnisse der Szenarienanalyse zur CO₂-Intensität der Top-Varianten

Abbildung 2.53 zeigt deutlich, dass die Variante V1-Öko die geringsten Emissionen und die größten Reduktionspotenziale aufweist. Die unterschiedliche Skalierung der Varianten hat direkte Auswirkungen auf die dargestellten totalen Emissionen der Prozessketten. Variante V1 zeigt mit erhöhten Emissionen im Vergleich zum Referenzszenario, dass eine Nutzung von Netzstrom mit dem typischen Strommix in Deutschland (2020) aus ökologischer Sicht keinen Sinn macht. Aus diesem Grund wird dieses Szenario von der weiteren Analyse ausgeschlossen. Die Variante V1-Öko stellt die Bilanz mit dem zuvor beschriebenen Ökostrom dar. Die relativen Änderungen der restlichen Szenarien besitzen eine Spannweite von ca. 66,8 % bis 87,7 %. Die hier gezeigten Reduktionen basieren auf den dargestellten Systemen. Wird das Referenzsystem um die Emissionen der Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage erweitert, ergeben sich aufgrund der größeren Bilanzmenge höhere Einsparpotenziale von bis zu ca. 94 %. Zu ähnlichen Ergebnissen kommen auch Bullerdiek et al. [126], welche für die FT-Synthese nach dem Power-to-Liquid-Konzept Reduktionen der Treibhausgase von über 90 % berechnen. Womit der hier abgeschätzte Wert von 87,7 % als konservative Abschätzung eingestuft werden kann.

Die Varianten V2 und V3 zeichnen sich durch den externen H₂-Bezug mit erheblichen Unsicherheiten aus. Der Netzstrom zeigt besonders in der Variante V2 einen deutlichen Einfluss. Variante V3 ist diesem Einfluss nur in gedämpfter Form ausgesetzt, da hier das Synthesegas einen Großteil des notwendigen H₂ bereitstellt. Als allgemeines Fazit kann aus dieser Abschätzung geschlossen werden, dass alle PtL-Produktionsrouten deutliche Einsparpotenziale ermöglichen, sobald diese mit Ökostrom versorgt werden. Diese

Einsparpotenziale sind große Anreize die analysierten PtL-Produktionsketten zu realisieren.

Die Produktverteilungen der einzelnen Varianten werden im Folgenden als Grundlage für eine Allokation verwendet. Die Nebenprodukte (Diesel, Naphtha, UCO) werden mit einem Grundpreis und einer Prämie vergütet. Die angenommenen Grundpreise und Prämien werden von Tabelle 2.38 vorgestellt.

Tabelle 2.38: Parametrisierung der Vergütung von Nebenprodukten in €/t

	Grundpreisannahme	Zuschlag Premiumprodukt¹⁴	Vergütung
Naphtha	274	1.689	1.964
Diesel	475	1.542	2.017
UCO	349	0	349

Die Grundpreisannahmen für Naphtha (330 US\$/t) und UCO (420 US\$/t) sind weltweite Mittelwerte aus den letzten 5 Jahren und wurden von Statista [127, 128] ausgelesen, wobei ein Abschlag aufgrund der schlechten Blendeigenschaften beim Naphtha eingepreist wurde und die Preise auf einen in 2025 rückläufigen Markt angepasst wurden (80 %). Dementsprechend wurde die Grundpreisannahme für Diesel ebenfalls über einen auf Deutschland bezogenen Mittelwert der letzten 5 Jahren ergänzt. Die jährlichen Mittelwerte werden aus Börsenpreisen (Erster, Hoch, Tief und Schluss) aus den Jahren 2017 bis 2021 gebildet [129]. Der Mittelwert aus den jährlichen Mittelwerten entspricht 474,5 €/t und wird als Grundpreisannahme in diese Studie integriert. Die Prämien basieren auf einem angenommenen CO₂-Preis von 450 €/t, einer zu erfüllenden THG-Quote von 12 % (Referenzjahr 2025) und wurden ausgehend von einer Treibhausgasintensität von 10 kg_{CO2}/GJ¹⁵ des synthetischen Treibstoffs nach den Vorgaben des BImSchG ermittelt. Damit ergeben sich Prämien von 1280 €/m³ (Diesel) und 1250 €/m³ (Naphtha). Die Erlöse aus dieser Vergütung für die Bereitstellung von nachhaltigen Produkten werden auf die Kosten angerechnet. Auf diese Weise werden die produktspezifischen Kosten für die Herstellung von synthetischem Kerosin reduziert. Nach der zuvor beschriebenen Vorgehensweise ergeben sich somit die drei unterschiedlichen Möglichkeiten die Produktgestehungskosten anzugeben:

¹⁴ Die hier angegebenen Prämien wurden auf Basis einer CO₂-Reduktion von 89,9 % berechnet. Dieser vorläufige Wert wurde im Laufe des Projekts durch die in Abschnitt 2.6.4.1 dargestellten Abschätzungen zu den CO₂-Reduktionspotenzialen konkretisiert. Das Referenzszenario V11-Öko bietet nach den Abschätzungen ein Reduktionspotenzial von 87,7 %. Aus diesem Unterschied ergibt sich eine geringe Ungenauigkeit für die Berechnung der Produktgestehungskosten nach der Methodik K2.

Für die Umrechnung auf gravimetrische Größen wurde hier eine mittlere Dichte von 0,8 kg/L verwendet.

¹⁵ Annahme vgl. Abschnitt 2.6.4.1

- K1: Umlage aller Kosten auf die Masse aller Produkte. In dieser Variante wird nicht zwischen Kerosin, Benzin, Diesel, Naphtha oder UCO unterschieden. Diese Vorgehensweise bestimmt die minimalen Kosten. Der Nachteil dieser Kostenfunktion ist offensichtlich, da nicht alle Produkte die gleiche Wertigkeit besitzen. Als Referenz wird diese Funktion in den Vergleich integriert.
- K2: Nutzung der beschriebenen Vergütungsmodelle für die Bestimmung der Produktgestehungskosten von synthetischem Kerosin. Die Nebenprodukte werden durch die Vergütung in die Kostenrechnung einbezogen. Somit werden die Kosten für das synthetische Kerosin bestimmt, die notwendig sind das Saldo der Kosten auszugleichen, wenn die Nebenprodukte für die angegebenen Preise verkauft werden.
- K3: Umlage aller Kosten einzig auf die produzierte Menge des Kerosins. In dieser Kostenkalkulation werden die Nebenprodukte vollständig vernachlässigt. Das anvisierte Ziel steht im Vordergrund. Auf diese Weise werden die maximalen Kosten ausgegeben. Wenn das produzierte Kerosin zu diesen Kosten veräußert wird, sind alle Kosten gedeckt und die Vergütung der Nebenprodukte ermöglicht zusätzliche Gewinne. Ein Maß für die Erlöse aus dem Verkauf der Nebenprodukte gibt der Unterschied zwischen K2 und K3.

Die resultierenden Gestehungskosten sind in Abbildung 2.54 gegenübergestellt.

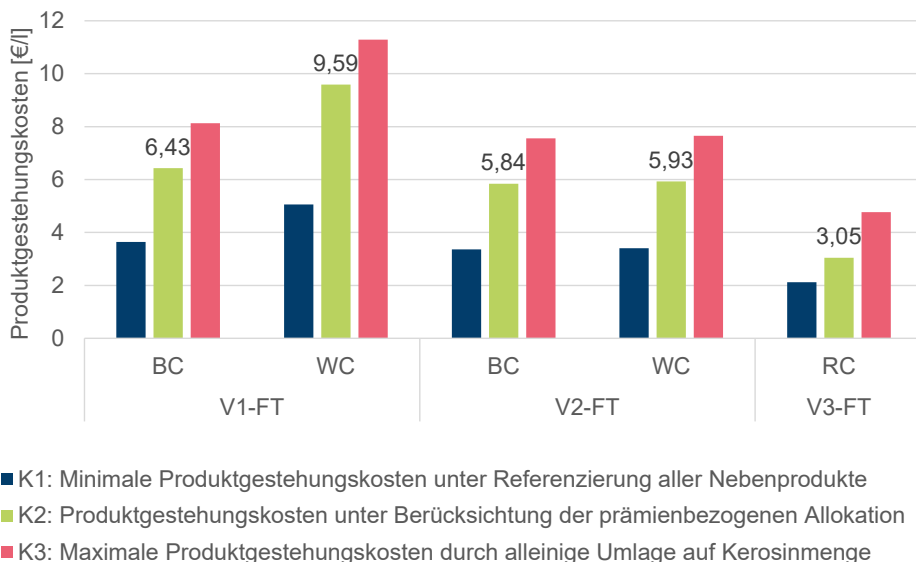


Abbildung 2.54: Bestimmung der Produktgestehungskosten für die Top-Varianten V1, V2 und V3; BC: best case, WC: worst case, RC: reference case

Die Gestehungskosten für die Variante V1-FT liegen in diesem Vergleich zwischen ca. 3,64 €/l

und 11,28 €/l. Der *worst case* (WC) für Variante V1-FT bezieht einen sehr hohen H₂-Preis von 9 €/kg in die Berechnung ein. Dem stehen Bezugskosten von H₂ von 5,6 €/kg im *best case* gegenüber. Auf diese Weise ist in die Betrachtung bereits eine Sensitivität eingearbeitet. Die Kosten nach den Funktionen K1 und K3 werden an dieser Stelle nicht diskutiert. Im Vordergrund stehen die nach der mit der Funktion K2 bestimmten Werte, da diese ein realistisches Szenario bilden. Mithilfe der Kostenfunktion K2 wird die Spannweite für Variante V1-FT zwischen 6,43 €/l und 9,59 €/l bestimmt. Diese Kosten müssen im weiteren Verlauf entsprechend Abschnitt 2.6.6 eingeordnet werden.

Für die weiteren Varianten zeigen sich Kostenreduktionen aufgrund der Skalierung und der Parametrisierung mit günstigen H₂-Kosten (5,98 – 5,42 €/kg). Die Produktgestehungskosten fallen auf 5,84 €/l – 5,93 €/l in der Variante V2-FT und auf 3,05 €/l für Variante V3-FT. Diese Kostenreduktion zeigt ein mögliches Potenzial für die Implementierung von PtL-Produktionsketten in der Zukunft auf.

2.6.5. Regulatorische Situation und Fragestellungen

Synthetische Luftfahrtkraftstoffe – SAF-Technologien

Es gibt eine Vielzahl unterschiedlicher Verfahren, um aus biogenen und/oder nicht-biogenen regenerativen Rohstoffen erneuerbare Flugkraftstoffe zu synthetisieren. Die für den zivilen Luftverkehr zugelassenen SAF-Herstellungsverfahren werden den Spezifikationen ASTM D7566 (für Jet A-1 mit Anteilen synthetischer Kohlenwasserstoffe) bzw. ASTM D1655 hinzugefügt. Sie werden in der für Europa relevanten DEF Stan 91-091 übernommen. Sie dürfen nach der Herstellung mit normenkonformem Flugkraftstoff bis zu einer maximalen Beimischungsgrenze gemischt werden und können anschließend in der bestehenden Infrastruktur und den vorhandenen Flugzeugflotten als Drop-in Kraftstoffe eingesetzt werden, sofern das Gemisch die ASTM D1655 Norm erfüllt. Tabelle 3 zeigt die bisher zugelassenen SAF-Herstellungsverfahren chronologisch nach ihrer Zulassung.

Tabelle 2.39: Übersicht aller nach ASTM D7566 und ASTM D1655 zugelassener SAF (Stand 9/2020, Quelle aireg: „Synthetische Luftfahrtkraftstoffe – eine aktuelle Bestandsaufnahme“)

ASTM	Anhang	Zulassung	Verfahren	Beimischungs- grenze	Mögliche Rohstoffe
D7566	1	2009	FT-SPK	50 Vol.-%	Flexibel (biogen, fossil, synthetisch, z. B. PtL oder BtL)
D7566	2	2011	HEFA-SPK	50 Vol.-%	Fette/Öle (z. B. Pflanzenöle, Altspeiseöl)
D7566	3	2014	HFS-SIP	10 Vol.-%	Zucker, Stärke, Lignocellulose
D7566	4	2015	FT-SPK/A	50 Vol.-%	Flexibel (biogen, fossil, synthetisch, z. B. PtL oder BtL)
D7566	5	2016	ATJ-SPK	50 Vol.-%	Zucker, Stärke, Lignocellulose
D7566	6	2020	CH-SK	50 Vol.-%	Fette/Öle (z. B. Pflanzenöle, Altspeiseöl)
D7566	7	2020	HC-HEFA-SPK	10 Vol.-%	Fette/Öle (Algenöl)
D1655	1	2018	Co-Processing	5 Vol.-%	Fette/Öle (z. B. Pflanzenöle, Altspeiseöl)
D1655	1	2020	Co-Processing	5 Vol.-%	FT-Biocrude (primäre Rohstoffe siehe FT-SPK, FT-SPK/A)

ATJ (Alcohol-to-Jet), **FT** (Fischer-Tropsch), **HC** (Hydrocarbons), **HEFA** (Hydroprocessed Esters and Fatty Acids), **HFS-SIP** (Hydroprocessed Fermented Sugars to Synthetic Isoparaffins), **PtL** (Power-to-Liquid), **SPK** (Synthetisch-Paraffinisches Kerosin), **SPK/A** (Synthetisches paraffinisches Kerosin mit Aromaten).

Grundsätzlich ist es vorstellbar, dass künftig höhere Beimischungen für Co-Processing zur Herstellung von SAF genehmigt werden. Zurzeit wird die technische Grundlage für die Aufnahme von bis zu 30 Vol.-% Co-Processing von Fetten / Ölen, FT Wachsen und deren Gemischen in ASTM D1655 geschaffen. Mit einer Freigabe ist ca. 2024 zu rechnen. Etwaige Einflüsse auf die REACH Registrierung werden zurzeit geprüft.

Es gibt ebenfalls Projekte, die das Ziel haben, Methanol als Einsatzprodukt für ATJ zuzulassen (siehe 2.4.3). Eine Freigabe wird für 2026 angestrebt, ist aber keineswegs gesichert.

RED II

Die Neufassung der „Erneuerbaren-Energien-Richtlinie“ RED II vom 11. Dezember 2018 zur Förderung der Nutzung von Energie aus erneuerbaren Quellen sollte bis 30.06.2021 in nationales Recht überführt werden. Die RED II sieht eine Quote von mindestens 14 % EE im Straßen- und Schienenverkehr bis 2030 vor, sowie eine Unterquote für fortschrittliche Biokraftstoffe. Gefördert wird vor allem der Einsatz von besonders nachhaltigen, fortschrittlichen Technologien. Dazu gehörte die Produktion von Biokraftstoffen aus Reststoffen, wie zum Beispiel Klärschlamm (RED II, Anhang IX, Teil A).

Die nationale Umsetzung der RED II in Deutschland wurde am 20. Mai 2021 im Deutschen Bundestag beschlossen. Das entsprechende Gesetz zur Weiterentwicklung der Treibhausgasminderungs-Quote ist am 01. Oktober 2021 in Kraft getreten und sieht ein Treibhausgasminderungsziel (THG-Quote) für Otto- und Dieselmotorkraftstoffe in Höhe von 25 % (gegen 1990) im Jahr 2030 vor. Sollte die Elektrifizierung schneller erfolgen als projiziert, greift ein Justierungsmechanismus, durch den die THG Quote um bis zu 5 % nach oben angehoben werden kann. Für Kerosin ist eine Quote auf Energiebasis [0,5 % (2026), 1 % (2028), 2 % (2030)] vorgesehen.

Für die Anrechnung von nicht fossilem Kerosin auf die Biokraftstoffquote ist entscheidend, dass auch die Rohstoffbasis, wie H₂, CO₂ oder biogene Reststoffe wie Klärschlamm und der biogene Anteil aus Restmüll, den Bestimmungen der RED II bzw. den entsprechenden Umsetzungen der RED II in nationales Recht entspricht. Eine entsprechende Umsetzung in nationales deutsches Recht gibt es für Kerosin bisher jedoch nicht in ausreichendem Maße. Die BImSchG mit ihren Änderungen bis zum 24.09.2021 erwähnt in §37a, Absatz 5 zwar die Erfüllung von Kerosin-Quoten durch flüssige oder gasförmige erneuerbare Kraftstoffe nicht-biogenen Ursprungs. Eine hierzu notwendige Rechtsverordnung der Bundesregierung existiert noch nicht. Auch ist es im Sinne einer raschen Erfüllung der Quoten ab 2026 nicht förderlich, dass gemäß BImSchG nur nicht-biogene erneuerbare Energien herangezogen werden können. Eine ähnliche Ausweitung der Produktion von Kerosin aus Rohstoffquellen wie sie für fortschrittliche Otto- und Dieselmotorkraftstoffe festgelegt wurde (38. BImSchV, Anlage 1) ist sinnvoll und dringend notwendig.

Während Klärschlamm und der Biomasseanteil von gemischten Siedlungs- und Industrieabfällen im Annex IX Teil A der RED II als Rohstoffbasis zur Produktion von Biogas für den Verkehr und fortschrittlicher Biokraftstoffe explizit aufgeführt und damit zulässig ist, fehlen Angaben hinsichtlich einsetzbarer CO₂-Quellen und Anforderungen an diese für die Produktion von RFNBOs. Diese werden derzeit in einem weiteren ANNEX (Methodology for determining

greenhouse gas emissions savings from renewable liquid and gaseous transport fuels of non-biological origin and from recycled carbon fuels) spezifiziert.

Nach Untersuchungen des UBA weist kommunaler Klärschlamm einen biogenen Anteil von >97% auf. Gängige Praxis ist heute, dass bei der thermischen Entsorgung über Analysen der biogene Anteil im Klärschlamm bestimmt wird und die resultierenden CO₂-Emissionen aus der Verbrennung dieses Anteils vom ETS befreit sind. Ob diese Praxis bei der Weiterentwicklung des ETS Bestand haben wird, ist z. Z. in der Diskussion. Auch wenn die ETS Befreiung kein hinreichendes Kriterium darstellt, wird deutlich, dass Klärschlamm ein Stoff mit sehr hohen biogenen Anteilen ist. Das bei dessen Verbrennung freigesetzte CO₂ sollte als CO₂ biogenen Ursprungs qualifiziert und damit als Rohstoffbasis für die RFNBOs Produktion (u.a. Bio-Kerosin) zugelassen werden. Das UBA [130] stellte im Übrigen fest, dass eine langfristige Umstellung der erdölbasierten Industrie auf nachwachsende oder regenerativ erzeugte Rohstoffe gelingen wird und die Anteile an Produkten, die bis dahin auf Erdölbasis produziert wurden, bis zum Jahr 2050 großen Teils wieder als Abfall entsorgt wurden und so nicht mehr im Klärschlamm landen werden. Unter diesen Voraussetzungen dürften die Kohlenstoffanteile fossilen Ursprungs aus Abfall- und Klärschlammverbrennungsanlagen bis zum Jahr 2050 vernachlässigbar sein.

Die grüne Wasserstofferzeugung für die Herstellung RFNBO-Kerosin¹⁶ basiert auf dem Wasserelektrolyseprozess unter Einsatz von regenerativem Strom. Entscheidend für den Erfolg des Aufbaus und Betriebs einer entsprechenden Kerosinproduktion ist die ausreichende Verfügbarkeit von grünem Wasserstoff zu vertretbaren Kosten. Diese hängt eng zusammen mit den Kriterien für den zur Produktion von grünem Wasserstoff einsetzbaren erneuerbaren Strom, wie sie die RED II für den Verkehrssektor definiert. Diese Kriterien wird die EU-Kommission in einem delegierten Rechtsakt noch genauer ausgestalten. Als Richtschnur für den eingesetzten erneuerbaren Strom dienen laut RED II bilaterale vertragliche Beziehungen zwischen Erneuerbaren-Erzeuger und Elektrolyseur sowie das Kriterium der „Zusätzlichkeit“ und die zeitliche wie geografische Korrelation zwischen der Erzeugung des erneuerbaren Stroms und dessen Verbrauch im Elektrolyseur bei der Herstellung grünen Wasserstoffs.

Wird diese Richtschnur im delegierten Rechtsakt nun zu rigide ausgelegt, würde dies den Hochlauf des so dringend benötigten grünen Wasserstoffmarktes in der EU deutlich erschweren, verteuern und in allen Sektoren um Jahre verzögern. Bei strikten Kriterien im delegierten Rechtsakt führt dies an einem Produktionsstandort in Deutschland (Zentraleuropa) ohne vollständig implementierte H₂-Infrastruktur (Pipelinenetz und Speicher) zu einer verringerten Auslastung der Produktionskette für Projekte zur Bio-Kerosin Herstellung auf bis

¹⁶ Renewable Fuels of Non-Biological Origins

zu ca. 4.000 VLh/a und so zu überteuerten Produktkosten für industrielle First-Mover.

Daher sollte der delegierte Rechtsakt zur Erfüllung der oben genannten Kriterien einem pragmatischen Ansatz folgen durch:

- Herkunftsnachweise (Guarantees of Origin/“GOs“) als einfachem Nachweis der erneuerbaren Eigenschaft,
- ein Zusätzlichkeits-Kriterium, das sowohl Neu- als auch ungefördernte Bestandsanlagen zulässt und bei dem der zusätzliche Ausbau der erneuerbaren Energien über die Nachfrage der Elektrolyseure nach GOs angereizt wird und
- eine nur jährlich zu bilanzierende zeitliche Korrelation von grüner Stromproduktion und grüner Wasserstoffproduktion.

Zur Ergänzung der RED II sind wichtige delegierte Rechtsakte noch ausstehend. Zum Beispiel der „delegated act“ zur Festlegung von Methoden zur Einhaltung der Anforderungen der Richtlinie für den Bezug des elektrischen Stroms zur Produktion von Kraftstoffen. Es ist davon auszugehen, dass diese delegierten Rechtsakte mit den zu erwartenden Ergänzungen der RED II („RED III“) harmonisiert werden. Nach Vorliegen der delegierten Rechtsakte können in Deutschland entsprechende Rechtsverordnungen (BlmschG, § 37 d) getroffen werden. Diese bedürfen der Zustimmung des deutschen Bundestages. Eine rasche, vollständige Umsetzung der RED II, ihrer Revisionen und zusätzlicher Richtlinien in nationales deutsches Recht ist für eine Planungs- und Investitionssicherheit zum Aufbau von Produktionskapazitäten von essentieller Bedeutung. Nicht zuletzt dient dies auch der Erreichung von Quotenzielen.

Fit for 55

Mit dem Green Deal hat Europa sich das Ziel gesetzt, bis 2050 ein klimaneutraler Kontinent zu werden. Als Zwischenziel wurde die Senkung der Netto-Treibhausgasemissionen bis 2030 um mindestens 55 % gegenüber 1990 definiert und löst damit das bisherige 40 % - Ziel ab. Zur Umsetzung hat die EU-Kommission am 14. Juli 2021 konkrete Vorschläge für eine neue Klima-, Energie-, Verkehrs- und Steuerpolitik vorgelegt. Unter dem Titel „Fit for 55“ wurde ein Paket von insgesamt 16 Vorschlägen veröffentlicht. Die Vorschläge sind miteinander verknüpft und auf das Ziel ausgerichtet, einen fairen, wettbewerbsfähigen und grünen Übergang bis 2030 und darüber hinaus zu gewährleisten.

Insgesamt stärkt das Paket acht bestehende Rechtsvorschriften und stellt fünf neue Initiativen in einer Reihe von Politikbereichen und Wirtschaftssektoren vor: Klima, Energie und Kraftstoffe, Verkehr, Gebäude, Landnutzung und Forstwirtschaft.

Die EU-Kommission sieht zum Beispiel eine grundlegende Revision der Erneuerbaren-Richtlinie (Renewable Energy Directive, RED II) vor. Der Entwurf sieht vor, dass das Ziel von 32 % auf 40 % erneuerbare Energie auf EU-Level angehoben wird. Im Transportbereich soll

künftig eine Reduktion von 13 % THG erreicht werden. Der Vorschlag erstreckt sich über alle Verkehrsträger und hat so eine direkte Verknüpfung mit dem Entwurf der neuen „ReFuelEU Aviation“-Regulierung.

Darüber hinaus sieht der Entwurf vor, die genannten Grünstrombezugskriterien auf alle Sektoren auszuweiten. Die Reform der Erneuerbaren-Richtlinie sollte jedoch vielmehr für eine kritische Bewertung und grundsätzliche Überprüfung der Kriterien genutzt werden, die an den zur Wasserstofferzeugung eingesetzten erneuerbaren Strom gerichtet werden. Hier ist ein Systemwechsel zu einer stärkeren Marktorientierung beim Einsatz des Elektrolyseurs notwendig, um die Nutzung von grünem Wasserstoff nicht nur im Verkehrssektor, sondern auch in anderen Sektoren zu fördern und somit die Dekarbonisierung der Industrie voranzutreiben. Damit Wasserstoff nicht am Ende an der Verfügbarkeit von erneuerbarem Strom scheitert, sollte die Zusätzlichkeit über die nationalen Ausbauziele für erneuerbare Energien sichergestellt werden.

In ihrem Vorschlag zur Revision der RED II sieht die EU-Kommission künftig zudem einen Wegfall der Multiplikatoren z.B. für fortschrittliche Biokraftstoffe oder Elektrizität im Straßenverkehr vor. Um die Verwendung fortschrittlicher Biokraftstoffe, Biogas sowie erneuerbarer Kraftstoffe nichtbiologischen Ursprungs (RFNBOs) in schwer zu elektrifizierbaren Bereichen wie Luft- und Seeverkehr zu fördern, soll der Multiplikator von 1,2 für diese Bereiche aber beibehalten werden. Anrechenbar sind fortschrittliche Biokraftstoffe und Biogas, die aus den in Anhang IX Teil A (Rest- und Abfallstoffe) aufgeführten Rohstoffen hergestellt werden sowie RFNBOs.

Im Rahmen des „Fit-for-55“-Pakets hat die EU-Kommission zudem mit der „ReFuelEU Aviation“ eine neue Regulierung. Im Unterschied zu den Direktiven gibt es bei Regulierungen keinen Spielraum bei der nationalen Implementierung. Die Umsetzung hat 1:1 zu erfolgen. „ReFuelEU Aviation“ setzt volumetrische Ziele ab 2025, die für alle Abflüge von EU-Flughäfen gelten sollen. Anrechenbar sind fortschrittliche Biokraftstoffe und Biogas, die aus den in Anhang IX Teil B (Altspeisefett, Tierfett Kat. 1 u. 2) aufgeführten Rohstoffen hergestellt werden sowie RFNBOs [Ziele (Unterziel RFNBOs): 2025 2 % (0 %), 2030 5 % (0,7 %), 2035 20 % (5 %), 2040 32 % (8 %), 2050 63 % (28 %)]. Es gelten die gleichen Nachhaltigkeitskriterien wie für die RED. Die Anrechenbarkeit von Kraftstoffen, die aus Rohstoffen gem. Anhang IX Teil B hergestellt werden, ist in der RED begrenzt, nicht aber in der „ReFuelEU Aviation“.

Inhaltlich kann sich noch einiges ändern. Die Vorschläge müssen die Trilogphase durchlaufen und vom Europäischen Parlament und vom Rat genehmigt werden (~2 Jahre). Es wird damit gerechnet, dass die Vorschläge spätestens am Ende der Legislaturperiode (Mai 2024) als Gesamtpaket veröffentlicht werden. Anschließend folgt die nationale Umsetzung durch die Mitgliedstaaten, die bis zu 2 Jahre dauern kann.

Vorschläge für pragmatische Kriterien im Rahmen der Erneuerbare-Energien-Richtlinie

I. Pragmatische Anforderungen an die Definition von erneuerbarem Strom für grünen Wasserstoff respektive grünes Kerosin im Delegierten Rechtsakt auf Basis der geltenden RED II:

1. Nachweis der erneuerbaren Eigenschaft des eingesetzten Stroms durch Herkunftsnachweise (Guarantees of Origin - GOs).

Generell sollte es ausreichend sein, die erneuerbare Eigenschaft von Strom durch Guarantees of Origin (GOs) zu belegen. Damit wird im Rahmen des aktuellen Strommixes nachgewiesen, dass die Strommenge, die zur Erzeugung grünen Wasserstoffs eingesetzt wird, aus erneuerbaren Energien erzeugt wurde. GOs stellen so auch sicher, dass die Wasserstoffproduktion und die darauf aufbauende Bio-Kerosinproduktion keine zusätzlichen THG-Emissionen auslöst – ein entscheidendes Ziel der EU-Kommission. Zusätzliche bilaterale Strombezugsverträge (Power Purchase Agreements - PPAs) zur Nachweisführung verkomplizieren den Prozess unnötig und sind bei der Verwendung von Herkunftsnachweisen nicht notwendig.

2. Das Kriterium der „Zusätzlichkeit“, das erneuerbarer Strom erfüllen muss, der für die Produktion von Wasserstoff/ Kerosin verbraucht wird, muss sowohl Neu- als auch ungefördernde Bestandsanlagen zulassen.

Auch das Kriterium der „Zusätzlichkeit“ kann über GOs erfüllt werden. Dabei sollten GOs sowohl aus Neu- wie auch aus ungefördernden Bestandsanlagen zugelassen werden. Die zusätzliche Nachfrage der Elektrolyseure nach GOs wird dann einen zusätzlichen Ausbau der erneuerbaren Energien anreizen. In EU-Mitgliedstaaten mit Erneuerbaren-Zielen auf Basis des Stromendverbrauchs, wie zum Beispiel Deutschland, führen zusätzliche grüne Wasserstoffkapazitäten und deren grüne Stromnachfrage zudem zu erhöhten nationalen Zielen für erneuerbare Energien. Über die GO-Nachfrage und die Anhebung der Ausbauziele wird die **„Zusätzlichkeit“ automatisch gewährleistet** und es wird sichergestellt, dass durch die Produktion von Wasserstoff kein grüner Strom an anderer Stelle verdrängt wird und keine zusätzlichen THG-Emissionen entstehen.

Eine Auslegung des Kriteriums der „Zusätzlichkeit“ bei Netzstrombezug hingegen, nach der der erneuerbare Strom zur Erzeugung von grünem Wasserstoff **nur aus neuen, ungefördernden**

Anlagen kommen darf, die zeitlich parallel zum Elektrolyseur oder später als dieser in Betrieb genommen und bilateral über einen PPA kontrahiert werden, wäre **nicht zielführend**. Denn ausgeschlossen wären somit alle **Bestandsanlagen**, die jemals mit Investitions- oder Betriebskostenzuschüssen gefördert wurden. Eine solch **rigide Auslegung** würde **Wasserstoff und Bio-Kerosinprojekte erheblich erschweren, verzögern und auch verteuern**.

3. Die zeitliche Korrelation der Produktion von erneuerbarem Strom und grünem Wasserstoff bzw. Bio-Kerosin muss auf einen jährlichen Ausgleich gerichtet sein, um Ungleichbehandlungen innerhalb der EU zu vermeiden.

Einige Länder in der EU verfügen aufgrund ihrer natürlichen Voraussetzungen *per se* über einen sehr hohen Anteil erneuerbaren Stroms im Netz, etwa aus Wasserkraft. Elektrolyseure können damit quasi zu jeder Zeit erneuerbaren Strom aus dem Netz entnehmen und es ist sichergestellt, dass die Produktion von erneuerbarem Strom und die Produktion von Wasserstoff korrelieren. Um andere Länder, in denen aufgrund fehlender natürlicher Gegebenheiten der Grünstrom-Anteil im Netz geringer ist, im Wettbewerb nicht zu benachteiligen, **muss das Kriterium der zeitlichen Korrelation pragmatisch ausgelegt sein**, etwa durch einen **jährlichen Bilanzierungszeitraum** für Grünstrommengen und Stromverbrauch.

Präskriptive Regelungen für die zeitliche Korrelation, z.B. auf Viertelstunden- oder auch Stundenbasis, würden die **tatsächlich nutzbare Strommenge deutlich mindern**: Je kürzer das Intervall, desto schwieriger ist es, erneuerbare Stromerzeugung und Elektrolysebetrieb auszugleichen; gleichzeitig bliebe die Elektrolyseurkapazität in vielen Stunden – je nach Volllaststundenzahl der erneuerbaren Anlage sogar in deutlich mehr als 50% der Stunden eines Jahres – ungenutzt, mit der Folge sinkender Wasserstoffvolumina und steigender Kosten.

Im Übrigen verhindert gerade die enge zeitliche Bindung an bestimmte Anlagen, dass die **Flexibilität des Elektrolyseurs** markt- und systemschonend eingesetzt wird. Bei Überschuss im Strommarkt kann der Elektrolyseur nicht laufen, wenn zu diesem Zeitpunkt die kontrahierten Anlagen nicht produzieren, obwohl viel erneuerbarer Strom im Netz und die Strompreise niedrig sind. Umgekehrt liefe der Elektrolyseur auch bei wenig erneuerbaren Energien im Netz, wenn gerade die kontrahierten EE-Anlagen verfügbar wären.

Eine **Ein-Jahres-Regel für die Bilanzierung** von Erneuerbaren-Stromerzeugung und -verbrauch würde hier mehr Flexibilität geben und es ermöglichen, die Auslastung des Elektrolyseurs zu erhöhen. Gleichzeitig stellt der bilanzielle Ausgleich aber sicher, dass es **über das Jahr nicht zu systematischen Mehremissionen kommt**.

II. Erneute Bewertung und grundsätzliche Überprüfung der an den zur Wasserstoffherzeugung eingesetzten erneuerbaren Strom gerichteten Kriterien im Rahmen der Revision der RED II

Mit der Setzung von Zielen bis 2030 für Wasserstoff auch in Sektoren jenseits des Verkehrssektors wächst der **Wasserstoffbedarf** rasant. Die Kriterien der RED II für den Grünstrombezug zur Wasserstoffproduktion sind somit **neu zu bewerten und grundsätzlich zu überprüfen**. Gefragt ist eine stärker nachfrageorientierte Sichtweise an das Industrieprodukt Grüner Wasserstoff. Nur mit einem entsprechenden **Systemwechsel** beim Einsatz des Elektrolyseurs kann sichergestellt werden, dass die Wasserstoffwirtschaft nicht an der Verfügbarkeit von erneuerbaren Energien scheitert.

In der Novelle der RED II sollte daher eine **flexiblere Lösung** vorgesehen werden: In Ländern wie in Deutschland, in denen die Ziele für den Ausbau der erneuerbaren Energien an den Strombedarf gekoppelt sind, gibt es keine Notwendigkeit, dass einzelne Wasserstoffprojekte die grüne Eigenschaft und Zusätzlichkeit des Stroms über GOs oder PPAs nachweisen. Schon die Ausschreibung zusätzlicher erneuerbarer Energien durch den Staat garantiert die grüne Eigenschaft und die Zusätzlichkeit des erneuerbaren Stroms. Der Elektrolyseur kauft dann den Strom aus dem Markt, der Staat kümmert sich um die grüne Eigenschaft. So ist der Staat im Rahmen einer integrierten Systemplanung in der Verantwortung und muss den **Ausbaupfad der Erneuerbaren entsprechend dem zusätzlichen Strombedarf der Elektrolyseure anheben** und in den **Nationalen Energie- und Klimaplänen (NECPs) ausweisen**. Nur in Ländern, wo dieser Verantwortungsübergang nicht praktiziert wird, sollten die Betreiber des Elektrolyseurs weiterhin über GOs den Nachweis der Zusätzlichkeit führen müssen.

Der Betrieb der Elektrolyseure wird auf diese Weise **marktlich gesteuert**, über Signale des Großhandelsstrompreises oder über einen Betrieb als zu- bzw. abschaltbare Last im Rahmen von Redispatch oder Systemdienstleistungen.

2.6.6. Ermittlung Marktopportunitäten BioJetFuel

Die Ermittlung von Marktopportunitäten von PtL-Kraftstoffen aus den Top-Varianten knüpft direkt an die vorgelagerten Elemente dieser techno-ökonomischen Bewertung an (vgl. Abschnitt 2.6.4.1 und Abschnitt 2.6.5). Dieses Kapitel versucht die zuvor bestimmten Kosten der PtL-Kraftstoffe in die vorliegende Marktumgebung einzubinden. Hierfür werden die Blendpreise aus fossilem Kerosin und PtL-Kerosin nach Gleichung (29) bestimmt:

PtL-Blendpreis:
$$P_{Blend} = (1 - x_{PtL}) \cdot p_{fossil} + x_{PtL} \cdot p_{PtL} \quad (29)$$

Der PtL-Blendpreis setzt sich also aus den Preisen für fossiles Kerosin p_{fossil} und PtL-Kerosin p_{PtL} und den jeweiligen Mischungsanteilen x_i zusammen. Die Abhängigkeit des fossilen Kerosinpreises wurde bereits in der Marktstudie (siehe Abschnitt 2.5.5) herausgearbeitet. In der folgenden Analyse wird ein Rohölpreis von 100 US.\$/bbl. angenommen. Die durchschnittliche Preisspreizung zwischen Rohöl und Kerosin von ca. 25 % führt zu einem fossilen Kerosinpreis von ca. 0,66 €/l. Die in Abschnitt 2.6.4 bestimmten PtL-Kerosinkosten werden durch eine angenommene Marge von +20 % in Preise umgewandelt. Die Blendanteile werden in zwei Szenarien variiert. Szenario 1 adaptiert die Zielsetzungen des Umweltbundesamtes, welche eine Steigerung von 0,5 % in 2026 auf 2 % in 2030 an PtL-Kerosin vorsieht [104]. Das zweite Szenario steigert in Anlehnung an ambitioniertere Zielsetzungen die PtL-Quote von 5 % (2026) auf 15 % (2028) und schließlich 40 % (2030). Das zweite Szenario ist freigewählt und soll eine Abschätzung bilden, welchen Einfluss höhere Blendanteile auf die bestehenden Kostenverteilungen haben. Die resultierenden Preise der PtL-Blends liegen zwischen 0,69 €/l und 3,24 €/l und zeigen somit eine proportionale Preissteigerung nach Gleichung (29)¹⁷.

Mit dem Ziel die bestimmten PtL-Blendpreise in den Marktkontext einzuordnen, wurde die Kostenstruktur der Fluggesellschaften in den letzten 20 Jahren analysiert. Abbildung 2.55 zeigt die Anteile der Kerosinkosten an den operativen Gesamtkosten der Fluggesellschaften. Die Auswirkungen von steigenden und fallenden Kerosinpreisen sind in Abbildung 2.55 zu sehen. Die Kerosinkosten schwanken zwischen 14 % und 33 % und liegen im Mittel zwischen 2003 und 2022 bei ca. 24,36 %. Dieser Mittelwert ist der Hebel mit dem ein erhöhter PtL-Blendpreis

¹⁷ Die hier angegebenen PtL-Blendpreise sind deutlich höher als die zuvor in der Marktstudie abgeschätzten Preise. In der Marktstudie wurden auf Basis von Literaturwerten PtL-Kerosinkosten von 2,3 €/l angenommen. Die aus den Top-Varianten bestimmten PtL-Kerosinkosten liegen bei ca. 5,84 €/l bis 9,59 €/l (V1 und V2).

die Gesamtkosten der Fluggesellschaften beeinflusst. Dies gilt nur unter der Annahme, dass alle restlichen Kostenbestandteile unverändert bleiben. Investitionskosten werden in dieser Analyse vernachlässigt, was die Untersuchung zu einer Abschätzung zur sicheren Seite macht.

Im BMU-Szenario zeigen sich aufgrund der sehr geringe PtL-Blendanteile nur marginale Kostenanstiege zwischen 1,3 % und 4,8 %. Somit stellt dieses Szenario deutlich fest, dass die hohen Kosten für PtL-Kerosin keine übermäßigen Konsequenzen auf die Luftfahrt besitzen und selbst hohe Produktionskosten für die Fluggesellschaft und Kunden tragfähig sind.

Im freien Szenario 2 zeigt sich ein anderes Bild. Hier liegen die relativen Kostenanstiege zwischen 13,1 % und 96,1 %. Eine Verdopplung der Kosten ist eine große Veränderung, welche mit Sicherheit Konsequenzen für die derzeitige Luftfahrt bedeutet. Allerdings muss man auch festhalten, dass durch die nachhaltige Bereitstellung von PtL-Kerosin ein signifikanter Beitrag zur Defossilisierung der Luftfahrt geleistet wird und diese Transformation muss in ihren Kosten getragen werden. Ob diese Kosten zu hoch sind, kann an dieser Stelle nicht bewertet werden.

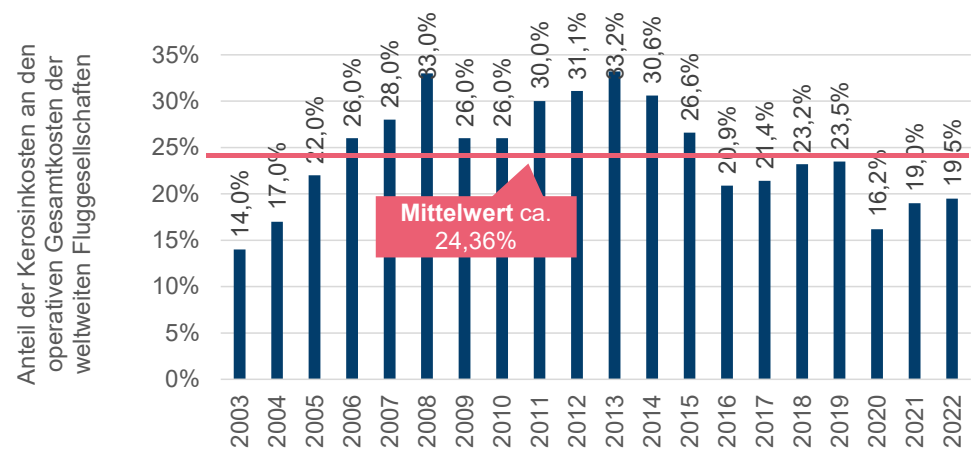


Abbildung 2.55: Darstellung der Kerosinkosten an den operativen Gesamtkosten der weltweiten Fluggesellschaften, Daten stammen von IATA und sind über Statista ausgelesen [131]

2.6.7. Ökonomische Bewertung

Am Ende der techno-ökonomischen Analyse gilt es, die wichtigsten zuvor erarbeiteten Ergebnisse zusammenzufassen und zu verdichten. Dafür werden die Ergebnisse aus den Greenfield- und Brownfield-Analysen herangezogen:

Greenfield-Analyse:

- Bestimmung der Produktgestehungskosten für die Skalierung Knapsacker Hügel (V1) zeigte einen Bereich von 2,39 €/l bis 4,92 €/l in Abhängigkeit von den Bereitstellungskosten für H₂ und nach der Umlagemethode (K1: alle Produkte ohne Prämienvergütung).
- Die Produktgestehungskosten zwischen FT-Verfahren und MtK-Verfahren zeigten keine großen Unterschiede. Das MtK-Verfahren ist mit 9 – 20 ct.€/l in der Variante V1 nur geringfügig günstiger als das FT-Verfahren.
- Die Effekte der Economy of Scale konnten durch die Skalierung zwischen den Varianten V1 und V2 gezeigt werden. Hier werden Kostenersparnisse von ca. 30 – 40 ct.€/l bestimmt.
- Der alles entscheidende Einflussfaktor auf die ökonomische Bewertung der PtL-Produktionsketten ist die H₂-Bereitstellung mit einem relativen Kostenanteil von ca. 80 %.

Brownfield-Analyse:

- Die Produktgestehungskosten der verschiedenen Brownfield-Varianten liegen nach der Umlagemethodik K2 (Prämienvergütung) zwischen ca. 3,6 – 9,6 €/l.
- Der große Kostenunterschied zwischen der Greenfield-Analyse und Brownfield-Analyse ist auf unterschiedliche Randbedingungen (Eduktkosten) und eine veränderte Umlagemethodik (Prämienvergütung) zurückzuführen. Brownfield-Effekte wurden durch die erhöhten Kosten ausgeglichen.
- Im Rahmen der Abschätzung der CO₂-Intensität wurden Reduktionen der CO₂-Emissionen zwischen 46,7 – 87,7 % in Abhängigkeit von verschiedenen Szenarien bestimmt. Damit wird deutlich, dass die Herstellung von PtL-Kerosin Einfluss auf die Transformation der Luftfahrt (SAF) und damit eine Wirksamkeit im Kampf gegen den anthropogenen Klimawandel besitzt.
- Die Bestimmung der PtL-Blendpreise nach zwei unterschiedlichen Szenarien der Implementierung haben gezeigt, dass die relativen Kostensteigerungen der Fluggesellschaften vertretbar sind. Vor dem Hintergrund der Defossilisierung der Luftfahrt sind erhöhte Kosten umso mehr vertretbar.

2.6.8. Zeitplan Realisierung Demonstrationsanlage

Die Konzept- und Potenzialstudie zeigt die Möglichkeiten, aber auch die Grenzen und Risiken für die kurzfristige Errichtung und den Betrieb einer industriellen Demonstrationsanlage zur Herstellung von synthetischen Treibstoffen in NRW deutlich auf. Die kurzfristige Umsetzung eines Projektes bis Ende 2026 scheint nach heutiger Bewertung zumindest für eine der untersuchten Anlagenkonfigurationen (Variante V1) möglich (siehe hierzu auch Ziffer 2.7). Der folgende Zeitplan zeigt die weiteren Projektphasen 2 (Projektentwicklung) und 3 (Errichtung) unter idealen Voraussetzungen.

Zeitplan CCU-Demonstrationsanlage (ab Phase 2)

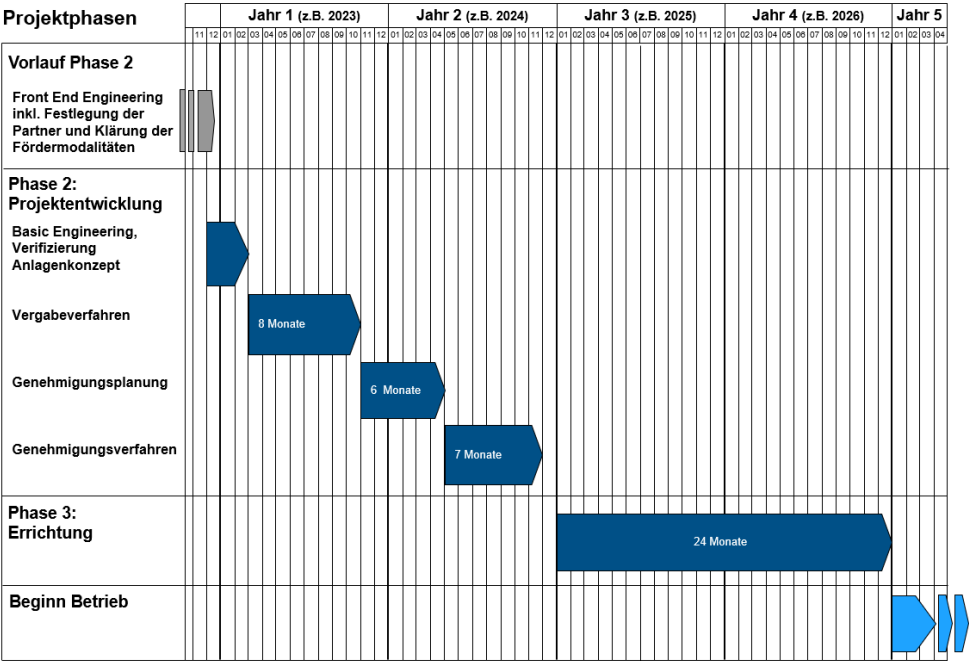


Abbildung 2.56: Zeitplan CCU-Demonstrationsanlage (ab Phase 2)

Als Voraussetzung für den Beginn der Projektentwicklung einer konkreten Demonstrationsanlage (Projektphase 2) sind in einer vorgelagerten Phase (Front End Engineering) die in dieser Studie getroffenen Annahmen zu den technischen Konzepten, dem Anbietermarkt (OEM), zu erzielbaren Preisen und Erlösen zunächst zu untermauern. Die zukünftige Aufstellung und Zusammenarbeit des partnerschaftlichen Verbundes sind ebenso zu klären wie die Struktur und Organisation des Projektes. Darüber hinaus sind gemeinsam mit der Politik geeignete regulatorische Randbedingungen zu schaffen und diese durch verbindliche Regelwerke

abzusichern. Da nicht davon auszugehen ist, dass die regulatorischen Vorgaben kurzfristig den Nachteil von grünen, synthetischen Treibstoffen gegenüber mineralölbasierten Produkten kompensieren können, ist schließlich auch noch über eine zweckgebundene Förderung eines Demonstrationsprojektes zu befinden.

2.7. Schlussfolgerungen und Ausblick

Das BioJetFuel-Projekt hat durch die umfassenden Analysen sehr viele Erkenntnisse ergeben, welche zusätzlich noch in komplexen Zusammenhängen zueinanderstehen. Aus diesem Grund wurden die wichtigsten Erkenntnisse der einzelnen Analysen bereits in den jeweiligen Abschnitten kurz beschrieben. Am Ende dieser Studie gilt es, die einzelnen Zwischenergebnisse zu einer konsistenten Schlussfolgerung zusammenzuführen und zu verdichten. Abbildung 2.57 stellt eine Visualisierung der wichtigsten Ergebnisse in Form eines „Graphical Abstracts“ dar.

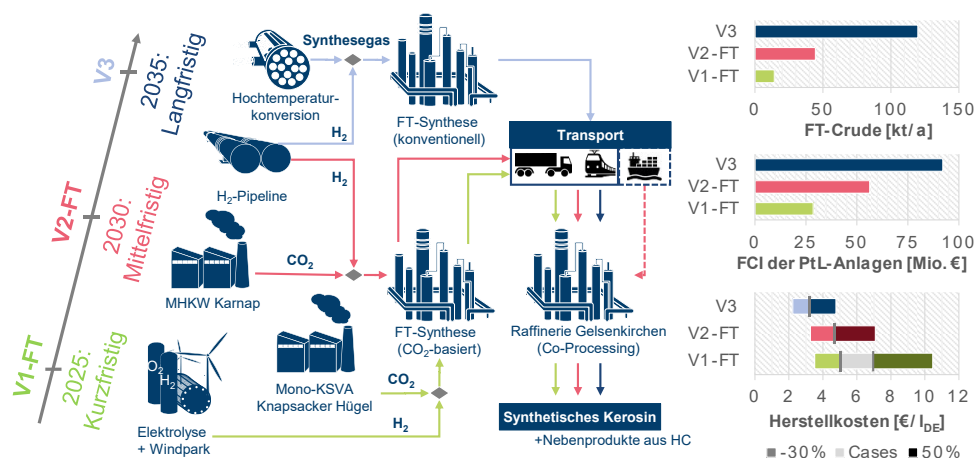


Abbildung 2.57: Graphical Abstract zu den wesentlichen Erkenntnissen aus dem BioJetFuel-Projekt

Die drei ausgewählten Top-Varianten V1-FT, V2-FT und V3 werden durch den in Abbildung 2.57 eingetragenen Zeitstrahl den verschiedenen Umsetzungsphasen kurz-, mittel- und langfristig zugeordnet. Diese Umsetzungsphasen schließen die angenommenen Inbetriebnahmen zu den Jahren 2025 (V1), 2030 (V2) und 2035 (V3) ein. Die dargestellten Verfahrensrouten zeigen die wesentlichen Unterschiede in den anvisierten Produktionsketten.

Top-Variante V1-FT:

Aufbau eines Windparks am Knapsacker Hügel mit direkter Kopplung zur Elektrolyse und Bereitstellung von grünem H₂. Das benötigte CO₂ wird aus der Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage abgetrennt und zusammen mit dem grünem H₂ der CO₂-basierten Fischer-Tropsch-Synthese mit rWGS-Stufe zugeführt.

Top-Variante V2-FT:

In dieser Variante wird grüner H₂ aus einer Pipeline am Standort Essen-Karnap bezogen. Das benötigte CO₂ stammt aus dem Rauchgas des Müllheizkraftwerks. Auch hier wird die CO₂-basierte Fischer-Tropsch-Synthese für die Produktion eines Rohprodukts eingesetzt.

Top-Variante V3:

Ähnlich wie bei Variante V2 wird auch in dieser Variante ein Bezug von grünem H₂ durch eine Pipeline angenommen. Allerdings wird hier nur eine deutlich geringere Menge an H₂ extern bezogen, da Synthesegas aus einer Hochtemperaturkonversion die Syntheserohstoffe liefert. In allen Varianten werden die Rohprodukte zur Weiterverarbeitung in die Raffinerie nach Gelsenkirchen transportiert und dort im Co-Processing zu synthetischem Kerosin und weiteren nachhaltigen Produkten wie Diesel, Naphtha und UCO umgewandelt. Rechts neben den Verfahrensrouten sind wichtige Kennzahlen der verschiedenen Varianten in Abbildung 2.57 eingetragen. Die Skalierung der einzelnen Varianten wird durch die Produktkapazität an FT-Rohprodukten (hier: FT-Crude) verdeutlicht. Zwischen der Variante V1 und V3 liegt ein Skalierungsfaktor von ca. 8,4 und die maximale Produktionskapazität wird mit ca. 120 kt/a bestimmt. Unterhalb der Produktionskapazitäten sind in Abbildung 2.57 die Investitionskosten der Synthese-Anlagen aufgetragen. Die Investitionskosten liegen ca. zwischen 15 Mio. € und ca. 90 Mio. €. Anhand dieser Zahlen sind bereits die Effekte der „Economy of Scale“ sichtbar. Diese Effekte werden noch deutlicher, wenn die Spannweiten der abgeschätzten Herstellungskosten der verschiedenen Varianten durch die Genauigkeit der angewendeten Methodik aufgetragen werden (unten rechts in Abbildung 2.57). Für Variante V1 ist die Spannweite der Parametervariation in grau dargestellt. Die angegebenen Kosten liegen im Bereich von 5 €/l bis 7 €/l (alle Preise jeweils bezogen auf das Dieseläquivalent der gesamten erzeugten Produktausbeute). Der durch die Genauigkeit der Methodik erweiterte Bereich schließt einen Wertebereich zwischen 4 €/l und 10 €/l ein. Die größten Einflussfaktoren in dieser Betrachtung sind die Kosten für grünes H₂ und die Genauigkeit der Methodik. Die Herstellungskosten in den Varianten V2 und V3 sind im Vergleich zu Variante V1 im Mittel reduziert. Besonders V3 zeigt hier ein großes Potenzial für eine Reduktion der Kosten.

Als maßgebliche Schlussfolgerung zu den beschriebenen Inhalten ist zu vermerken, dass bis ca. Ende 2026 nur die Variante V1 (Realisierung einer Demonstrationsanlage bestehend aus Windpark, CO₂-Wäsche hinter Klärschlamm-Monoverbrennungsanlage, Elektrolyse und Fischer-Tropsch-Synthese) am Knapsacker Hügel umsetzbar ist. Die Varianten V2 und V3 kommen für die kurzfristige Bereitstellung von PtL-Kerosin nach den gefassten Zielsetzungen bis 2030 aufgrund des erwarteten Zeithorizonts für den Ausbau der H₂-versorgung über eine H₂-Pipeline zunächst nicht in Frage. Dennoch sind diese Varianten aufgrund ihrer besonderen Standortvorteile und ihres Skalierungspotenzials für den weiteren Ausbau der Produktionskapazitäten von synthetischen Treibstoffen ab 2030 sehr interessant und sollen in jedem Fall weiterentwickelt werden. Die im Rahmen dieser Studie erfolgten Kostenschätzungen sind aktuell durch eine breite Parametervariation abgedeckt und müssen in einer nächsten Projektphase konkretisiert und validiert werden, indem der Detaillierungsgrad der Planung von einer Machbarkeitsstudie zu einem konkreten Projekt weiterentwickelt wird.

3. Nutzung und Verwertbarkeit – Fortschreibung des Verwertungsplans

Mit dieser Konzept- und Potenzialstudie werden die technischen, regulatorischen und wirtschaftlichen Möglichkeiten, Herausforderungen und Randbedingungen für die Errichtung und den nachhaltigen Betrieb einer industriellen Demonstrationsanlage zur Produktion von synthetischen Treibstoffen aufgezeigt. Es konnten geeignete Standorte, Technologien und Konzepte für eine kurzfristige Projektrealisierung bis Ende 2026 identifiziert werden. Die Partner untermauern ihr großes Interesse an dem Projekt und werden die erzielten Ergebnisse fortan für die Vorbereitung eines Umsetzungsprojektes in NRW nutzen. Dabei stehen in der nächsten Projektphase (Vorbereitung der Phase 2) die Validierung der Wirtschaftlichkeit, die Detaillierung des Konzeptes, die Klärung von Genehmigungsfragen und die Klärung/Festschreibung regulatorischer Fragestellungen und geeigneter Fördermodelle im Vordergrund.

Synergien mit anderen sektorenübergreifenden Strukturhilfe-/Klimaschutzmaßnahmen (z. B. H₂-Pipelineanschluss, Windparkerrichtung, Monoklärschlammverbrennung, grüne Abwärmenutzung), aber auch mit Anrainern am Knapsacker Hügel (z. B. YNCORIS) sollen parallel dazu geprüft werden und der Wirtschaftlichkeit des Gesamtvorhabens dienen.

Die Konzept- und Potenzialstudie bestätigt im Ergebnis, dass eine Investition in die Realisierung der beschriebenen Demonstrationsanlage durch die Industriepartner in den kommenden Jahren nur durch geeignete regulatorische Rahmenbedingungen und zielgerichtete Fördermechanismen erfolgen kann. Da im Energie-, Petrochemie- und Industriesektor derzeit ausreichende Renditen für Investitionen in Windkraftanlagen, CO₂-Nutzungs- und Wasserstofftechnik nur in subventionierten bzw. regulierten Bereichen erwirtschaftet werden können und die Power-to-X-Nutzung von abgetrenntem CO₂ aus regenerativen Quellen zur Substitution des Einsatzes von Öl, Gas, Kohle nur unzureichend anrechenbar ist (z. B. für das CO₂-Flottenziel der Automobilbranche), kann bis auf Weiteres keine kommerziell tragfähige Demonstrationsanlage konzipiert wird.

Die Projektpartner gehen aber nach wie vor davon aus, dass:

- nach dem Auslaufen des Betriebs der Kernkraftwerke in Deutschland,
- mit dem weiteren Ausbau der fluktuierend einspeisenden Erneuerbaren Energien entsprechend den Planungen der Bundesregierung zur Umsetzung des Pariser Klimaschutzabkommens und
- durch den geplanten Ausstieg aus der Stromerzeugung aus Braun- und Steinkohle

ab Anfang dieses Jahrzehnts:

- die Nachfrage nach Versorgungssicherheit für Strom und Treibstoffe sowie nach großtechnischen Energiespeichertechniken steigen wird,
- für einige schwer zu dekarbonisierende Bereiche des Transportsektors wie die Luftfahrt wahrscheinlich für die Defossilisierung und die Bereitstellung synthetischer Treibstoffe aus erneuerbaren Energien Marktanreize geschaffen und
- entsprechende Anpassungen der Regularien erfolgen werden,

was zusammengefasst umfassende Investitionen in die im Rahmen des Projektes entwickelten Techniken ermöglicht und rechtfertigt. Neben den Erlösmöglichkeiten aus der Nutzung der Syntheseprodukte als CO₂-neutrale Treibstoffe und Ersatz von fossilen Energieträgern sowie als Rohstoff für die chemische Industrie ergeben sich eine Vielzahl von weiteren Erlösoptionen.

Da für die Projektierung, Genehmigung mit Öffentlichkeitsbeteiligung und die Errichtung einer großen Demonstrationsanlage mindestens vier Jahre anzusetzen sind, könnte die Verwertung bei entsprechenden Rahmenbedingungen ab Mitte des Jahrzehnts (2026) beginnen. Es ist zu erwarten, dass bis dahin von der Bundesregierung z. B. Quotenregelungen für den Einsatz von synthetischen Treibstoffen im Transportsektor verpflichtend eingeführt werden.

Der Verwertungsplan hat sich im Berichtszeitraum gegenüber der Antragstellung nicht wesentlich geändert. Durch die explizite Nennung von Power-to-Liquids-Anwendungen (PtL) in der im Juni 2020 verabschiedeten nationalen Wasserstoffstrategie der Bundesregierung und die Formulierung der PtL-Roadmap „Nachhaltige strombasierte Kraftstoffe für den Luftverkehr in Deutschland“ nimmt die Bedeutung von synthetischen Treibstoffen zu.

Die jüngsten Entwicklungen an den Rohstoffmärkten auf Grund des Angriffskrieges Russlands auf die Ukraine haben noch einmal drastisch die Bedeutung von Versorgungssicherheit für ganz Europa bei gleichzeitiger Notwendigkeit zur Substitution von fossilen Energieträgern aufgezeigt. Nach den im Vorlauf zur Phase 2 notwendigen Klärungen und Entscheidungen können in der nachfolgenden Projektentwicklung die Festlegung des finalen Gesamtanlagenkonzepts, das Detailengineering, Ausschreibungen, die Vergabe von Lieferoptionen, die Genehmigungsplanung und das Genehmigungsverfahren erfolgen (Dauer ca. 1,5 bis 2 Jahre). Nach erfolgter Bauentscheidung startet die Komponentenbeschaffung und Errichtung der Anlagenteile an den festgelegten Standorten. Diese Phase dauert etwa zwei weitere Jahre. Im Anschluss kann mit der Inbetriebnahme der Anlage und dem Testbetrieb begonnen werden.

4. Bekanntgewordener Fortschritt außerhalb des Vorhabens

Ergebnisse zu relevanten, fachlich benachbarten Forschungsprojekten wurden im Berichtszeitraum nicht bekannt oder haben keine Auswirkungen auf die Ausrichtung und die Zielsetzung des Projekts, sodass eine Änderung der Projektdurchführung nicht notwendig ist.

5. Erfolgte und geplante Veröffentlichungen

Mit diesem Abschlussbericht werden die im Rahmen des Projektes NRW-Revier-Power-to-BioJetFuel durchgeführten Arbeiten beschrieben und die erzielten Ergebnisse veröffentlicht. Derzeit sind keine weiteren Veröffentlichungen geplant. Inhalte dieses Abschlussberichts wurden bereits in einem Vortrag im wissenschaftlichen Rahmen diskutiert.

Weiske et al., „*Techno-ökonomische Analyse von PtF-Produktionspfaden durch die Integration von Bestands- und Neuanlagen im Rahmen des Strukturwandels im Rheinischen Revier – Das NRW-Revier-Power-to-BioJetFuel-Projekt*“, Jahrestreffen der ProcessNet-Fachgruppen Abfallbehandlung und Wertstoffrückgewinnung, Energieverfahrenstechnik, Gasreinigung, Hochtemperaturtechnik und Rohstoffe, Bamberg, DECHEMA, 30.03.2022 - 01.04.2022

6. Zusammenfassung

Die Arbeiten im Zusammenhang mit der Konzept- und Potenzialstudie „NRW-Revier-Power-to-BioJetFuel“ sind planmäßig durch die Projektpartner durchgeführt worden. Die Arbeitspakete wurden gemäß Meilensteinplan aus dem Projektantrag bearbeitet und dokumentiert.

Die in der Aufgabenstellung vorab getroffene Standortwahl konnte durch die Untersuchung weiterer Standorte untermauert werden. Neben dem **Standort Knapsacker Hügel** konnte mit dem Standort **MHKW Essen-Karnap** ein weiterer **Top-Standort in NRW** identifiziert werden. Die durchgeführten **Standortanalysen** schließen neben der **Nutzung der vorhandenen Standortinfrastruktur** ausdrücklich die **Möglichkeiten zur Versorgung mit regenerativer Energie bzw. grünem Wasserstoff sowie die Weiterverarbeitung der Roh- bzw. Zwischenprodukte in den bestehenden Raffinerien** mit ein.

Für die Synthese-Routen wurden Prozessmodelle erarbeitet, die im Weiteren für die Untersuchungen und Optimierungen der gesamten Prozesskette sowie die wirtschaftlichen Analysen genutzt wurden.

Durch die Konfiguration maßgeschneiderter standortspezifischer Konzeptvarianten konnten einige vielversprechende Ansätze für die **kurz- bis mittelfristige Realisierung von Demonstrationsanlagen zur Produktion synthetischer, grüner Treibstoffe in NRW** entwickelt werden. Die Untersuchungen bestätigen allerdings auch sehr deutlich, dass sich **großskalige Anlagen** im derzeitigen Markt- und Regulierungsumfeld **nicht ohne erhebliche zusätzliche Anreize und Schaffung geeigneter Randbedingungen** durch die Politik **wirtschaftlich** realisieren lassen. So sollte insbesondere der in dieser Studie untersuchte und zur Erreichung der Klimaschutzziele unverzichtbare Ansatz, die **Kohlenstoff-Kreislaufwirtschaft** auf Basis der **biogenen Kohlenstoffquelle Klärschlamm** mit der **Synthese nachhaltiger Treibstoffe** unter Nutzung **grünen Wasserstoffs** zu verbinden, eine **Bonusbewertung** erhalten. Eine weitere Notwendigkeit für die Realisierung der Wertschöpfungskette speziell in NRW ist es, zumindest in der Phase erster großer Demonstrationsprojekte, die **auf eine Vor-Ort-Erzeugung des benötigten grünen Wasserstoffs angewiesen** sind und nicht auf eine nationale bzw. europäische Wasserstoffinfrastruktur aus Großelektrolyseuren, Speicherkavernen und Transportpipelines zurückgreifen können, auf die Forderung einer vollständigen Versorgung mit erneuerbarem Strom alleine aus direkt gekoppelten lokalen Windenergie- und Photovoltaikanlagen zu verzichten. Entscheidend ist in diesem Zusammenhang auch die Ablösung der Forderung der Gleichzeitigkeit von erneuerbarer Stromerzeugung und der Nutzung des Stroms für die Wasserstofferzeugung durch die **Schaffung der Möglichkeit eines bilanziellen Ausgleichs** (z. B. durch Power Purchase Agreements, PPAs oder Guarantees of Origin, GOs). Ziel ist es

also, die für die Herstellung des synthetischen Treibstoffes benötigte bzw. die in ihm gespeicherte Energie zu 100 Prozent durch Einspeisung erneuerbarer Energien in das Netz abzudecken, jedoch nicht in zeitlicher Parallelität mit dem Verbrauch der Wasserstoffproduktion, sondern zur nachhaltigen Abdeckung des allgemeinen Stromverbrauchs. Es sollte hier **keine Schlechterstellung** z. B. gegenüber batterieangetriebenen Elektrofahrzeugen erfolgen, die auch nicht alleine in Phasen der Überschussproduktion von Strom aus erneuerbaren Quellen aufgeladen werden. Mit weiterem erfolgreichem Ausbau des Anteils erneuerbarer Stromerzeugung und der geplanten Wasserstoffinfrastruktur wird sich die Notwendigkeit von PPAs bzw. GOs von alleine aufheben. Auch nach Verzicht auf fossile Energieträger in Verkehr, Industrie und Haushalten kann auf Klärschlamm ohne Einschränkungen als Rohstoff zurückgegriffen werden. Die favorisierte Variante – Demo-Anlage in Verbindung mit der Klärschlamm-Monoverbrennung am Knapsacker Hügel – erlaubt eine vergleichsweise zügige **Umsetzung bis 2026** und stellt damit eine Blaupause zur Erzielung eines **schnellen Beitrages zum Klimaschutz unter Erhalt hochwertiger Industriearbeitsplätze** dar. Dies ergibt sich alleine schon daraus, dass entlang der Prozess- und Nutzungskette in wesentlichen Teilen auf existierende Infrastruktur zurückgegriffen werden kann (entsprechend den dargelegten Brownfield-Effekten am Knapsacker Hügel sowie durch Nutzung des existierenden Treibstoffverteilsystems und bestehender Flugzeugtechnik). Es soll auch noch einmal darauf hingewiesen werden, dass synthetische Treibstoffe nicht nur die Emissionen von CO₂ durch biogenes Kohlenstoffrecycling und Substitution von fossilem Treibstoff senken, sondern es auch erlauben, die Freisetzung anderer Luftschadstoffe zu vermindern.

Die **Technik** der skizzierten Demonstrationsanlage **ist skalierbar**, woraus sich für die Zukunft **Kostendegressionspotenzial** ergibt. Dieses Potenzial besteht nicht nur am Standort Knapsacker Hügel und für das MHKW Essen-Karnap, sondern für alle Punktquellen in NRW, an denen biogene oder unvermeidbare CO₂-Emissionen freigesetzt werden. Auch wenn die einzelnen Prozessschritte großtechnisch einen mittleren bis hohen technischen Reifegrad aufweisen, muss klar sein, dass in der angestrebten Größe der Demonstrationsanlage die gesamte Prozesskette bisher nicht realisiert wurde. Die Klärung der hier bestehenden offenen technisch-wirtschaftlichen Detailfragestellungen konnte ebenso wie die detaillierte Untersuchung weiterer Standortsynergien mit der benachbarten Industrie und Kommunen im Rahmen dieser Studie noch nicht erfolgen. Sie stellt eine der zentralen Aufgaben für den nächsten Schritt auf dem Weg zur Realisierung der Demonstrationsanlage in NRW dar.

Literaturverzeichnis

1. W. Renzenbrink, R. Wischnewski, J. Engelhard, and A. Mittelstadt. *High Temperature Winkler (HTW) Coal Gasficion – A Fully Developed Process For Methanol and Electricity Production*. [cited 2021-09-29]; Rheinbrawn AG]. Available from: <https://netl.doe.gov/sites/default/files/netl-file/GTC9808P.pdf>.
2. Karsten Radtke. *ThyssenKrupp Uhde's PRENFLO® and HTW™ Gasification Technologies*. in *Gasification Technologies Conference*. 2011. San Francisco, CA.
3. Mitsui Chemicals. *U.S. JV to increase production of methanol derived from CO₂*. 2021 [cited 2021-09-29]; Available from: https://www.mitsui.com/ip/en/topics/2021/1240906_12171.html.
4. CRI, Carbon Recycling International. *Carbon dioxide to methanol since 2012* 2021 [cited 2021-09-30]; Available from: <https://www.carbonrecycling.is/>.
5. Ludwig Bär, *Schlussbericht CO₂RRECT*. 2014.
6. MefCO₂. *Methanol fuel from CO₂ - Synthesis of methanol from captured carbon dioxide using surplus electricity*. 2021 [cited 2021-09-30].
7. K Zech, K Naumann, F Müller-Langner, P Schmidt, W Weindorf, Z Mátra, Wolfgang Grimme, Michael Hepting, and C Heidt, *Drop-In-Kraftstoffe für die Luftfahrt Studie im Rahmen des Auftrags Wissenschaftliche Begleitung, Unterstützung und Beratung des BMVI in den Bereichen Verkehr und Mobilität mit besonderem Fokus auf Kraftstoffe und Antriebstechnologien sowie Energie und Klima für das Bundesministerium für Verkehr und digitale Infrastruktur (BMVI) AZ Z14/SeV/288.3/1179/UI40, Ausschreibung vom 19. 12. 2011*. 2014.
8. P Schmidt, W Weindorf, A Roth, V Batteiger, and F Riegel, *Power-to-liquids potentials and perspectives for the future supply of renewable aviation fuel*. German Environment Agency, Dessau-Roßlau, 2016.
9. W. Lieber. B, C, G, XtL – what else? *Lurgi's routes to transportation fuels*. in *IEC Gasification Conference Publication*. 2005. Freiberg.
10. AA Avidan, *Gasoline and distillate fuels from methanol*, in *Studies in Surface Science and Catalysis*. 1988, Elsevier. p. 307-323.
11. W Liebner and M Wagner, *MtSynfuels®, die effiziente und wirtschaftliche Alternative zu Fischer-Tropsch-Treibstoffen*. Erdöl, Erdgas, Kohle, 2004. **120**(10): p. 323-326.
12. D. H. König, M. Freiberg, R. U. Dietrich, and A. Worner, *Techno-economic study of the storage of fluctuating renewable energy in liquid hydrocarbons*. Fuel, 2015. **159**: p. 289-297.
13. Steffen Schemme, *Techno-ökonomische Bewertung von Verfahren zur Herstellung von Kraftstoffen aus H₂ und CO₂*, in *Schriften des Forschungszentrums Jülich . Reihe Energie & Umwelt / Energy & Environment 2020*, RWTH Aachen University: Jülich. p. 357.
14. Arno de Klerk, *Fischer–Tropsch fuels refinery design*. Energy & Environmental Science, 2011. **4**(4).
15. *Practical Advances in Petroleum Processing*, ed. C.S. Hsu and P.R. Robinson. Vol. 1. 2006, New York: Springer.
16. J. G Speight, *Heavy and Extra-heavy Oil Upgrading Technologies*. 2013, Houston: Gulf Professional Publishing; Copyright © 2013 Elsevier Inc. All rights reserved.
17. D. R. Woods, *Rules of Thumb in Engineering Practice*. 2007: Wiley-VCH.
18. H. G. Hirschberg, *Handbuch Verfahrenstechnik und Anlagenbau : Chemie, Technik und Wirtschaftlichkeit*. 2013, Berlin, Heidelberg: Springer.
19. Marc D. Porosoff, Binhang Yan, and Jingguang G. Chen, *Catalytic reduction of CO₂ by H₂ for synthesis of CO, methanol and hydrocarbons: challenges and opportunities*. Energy & Environmental Science, 2016. **9**(1): p. 62-73.
20. Yolanda A Daza and John N Kuhn, *CO₂ conversion by reverse water gas shift catalysis: comparison of catalysts, mechanisms and their consequences for CO₂ conversion to liquid fuels*. RSC advances, 2016. **6**(55): p. 49675-49691.

21. D. H. König, N. Baucks, R. U. Dietrich, and A. Worner, *Simulation and evaluation of a process concept for the generation of synthetic fuel from CO₂ and H₂*. Energy, 2015. **91**: p. 833-841.
22. Philipp Kaiser Ferdinand Pöhlmann, Christoph Kern, Andreas Jess, *Effect of CO₂ and H₂O Content in Syngas on Activity and Selectivity of Fischer-Tropsch Synthesis*, in *DGMK Conference "New Technologies and Alternative Feedstocks in Petrochemistry and Refining"*. 2013.
23. R. B. Unde, *Kinetics and Reaction Engineering Aspects of Syngas Production by the Heterogeneously Catalysed Reverse Water Gas Shift Reaction*, in *Fakultät für Angewandte Naturwissenschaften - Lehrstuhl für Chemische Verfahrenstechnik*. 2012, Universität Bayreuth: Bayreuth.
24. A. Wolf, C. Kern, and A. Jess, *Renewable Synthesis-Gas-Production - Do Hydrocarbons in the Reactant Flow of the Reverse Water-Gas Shift Reaction cause Coke Formation*, in *New Technologies and Alternative Feedstocks in Petrochemistry and Refining DGMK Conference*. 2013, Department of Chemical Engineering, University of Bayreuth: Dresden.
25. Arno De Klerk, *Fischer-Tropsch Refining*. 2011, Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
26. Sandra Adelung, Simon Maier, and Ralph-Uwe Dietrich, *Impact of the reverse water-gas shift operating conditions on the Power-to-Liquid process efficiency*. Sustainable Energy Technologies and Assessments, 2021. **43**.
27. F. Trippe, *Techno-ökonomische Bewertung alternativer Verfahrenskonfigurationen zur Herstellung Biomass-to-Liquid (BtL) Kraftstoffen und Chemikalien*. 2013, Karlsruher Institut für Technologie (KIT): Karlsruhe.
28. Vincent Dieterich, Alexander Buttler, Andreas Hanel, Hartmut Spliethoff, and Sebastian Fendt, *Power-to-liquid via synthesis of methanol, DME or Fischer-Tropsch-fuels: a review*. Energy & Environmental Science, 2020. **13**(10): p. 3207-3252.
29. Marco Marchese, Emanuele Giglio, Massimo Santarelli, and Andrea Lanzini, *Energy performance of Power-to-Liquid applications integrating biogas upgrading, reverse water gas shift, solid oxide electrolysis and Fischer-Tropsch technologies*. Energy Conversion and Management: X, 2020. **6**.
30. C. Bouchy, G. Hastoy, E. Guillon, and J. A. Martens, *Fischer-Tropsch Waxes Upgrading via Hydrocracking and Selective Hydroisomerization*. Oil & Gas Science and Technology - Revue de l'IFP, 2009. **64**(1): p. 91-112.
31. Vincenzo Calemme, Chiara Gambaro, Wallace O. Parker, Rosa Carbone, Roberto Giardino, and Pietro Scorletti, *Middle distillates from hydrocracking of FT waxes: Composition, characteristics and emission properties*. Catalysis Today, 2010. **149**(1-2): p. 40-46.
32. J. A. Martens, P. A. Jacobs, and J. Weitkamp, *Attempts to rationalize the distribution of hydrocracked products. I. Qualitative description of the primary hydrocracking modes of long chain paraffins in open zeolites*. Applied Catalysis, 1986. **20**: p. 239-281.
33. R. A. Meyers, *Handbook of petroleum refining processes*. 3rd ed. 2004, New York: McGraw-Hill.
34. Z. Pors, *Eduktvorbereitung und Gemischbildung in Reaktionsapparaten zur autothermen Reformierung von dieselähnlichen Kraftstoffen*. Schriften des Forschungszentrums Jülich - Reihe Energietechnik / Energy Technology. Vol. 49. 2006, Jülich: Forschungszentrum Jülich GmbH - Zentralbibliothek.
35. J. R. Rostrup-Nielsen, *Syngas in perspective*. Catalysis Today, 2002. **71**: p. 243-247.
36. Jacob J. Lamb, Magne Hillestad, Erling Rytter, Robert Bock, Anna S. R. Nordgård, Kristian M. Lien, Odne S. Burheim, and Bruno G. Pollet, *Traditional Routes for Hydrogen Production and Carbon Conversion*, in *Hydrogen, Biomass and Bioenergy*. 2020. p. 21-53.
37. M. Koshnoodi and Y. S. Lim, *Simulation of partial oxidation of natural gas to synthesis gas using ASPEN PLUS*. Fuel Processing Technology, 1996. **50**: p. 275-289.

38. Daniel H. König, Nadine Baucks, Ralph-Uwe Dietrich, and Antje Wörner, *Simulation and evaluation of a process concept for the generation of synthetic fuel from CO₂ and H₂*. Energy, 2015. **91**: p. 833-841.
39. W. L. Becker, R. J. Braun, M. Penev, and M. Melaina, *Production of Fischer–Tropsch liquid fuels from high temperature solid oxide co-electrolysis units*. Energy, 2012. **47**(1): p. 99-115.
40. W. L. Luyben, *Control of Petroleum Fractionators*, in *Distillation Design and Control Using Aspen (TM) Simulation*. 2013.
41. Carsten Krupp, *Computerunterstützte Auslegung eines Brennstoffzellen-Batterie-Hybridsystems für die Bordstromversorgung*. 2016: Forschungszentrum Jülich.
42. T. Edwards, *Reference Jet Fuels for Combustion Testing*, in *55th AIAA Aerospace Sciences Meeting*. 2017, Air Force Research Laboratory.
43. P. Kaiser and A. Jess, *Modeling of Multitubular Reactors for Iron- and Cobalt-Catalyzed Fischer-Tropsch Syntheses for Application in a Power-to-Liquid Process*. Energy Technology, 2014. **2**(5): p. 486-497.
44. Peter Moser, Sandra Schmidt, Sarah Wallus, Tobias Ginsberg, Georg Sieder, Iven Clausen, Javier Garcia Palacios, Torsten Stoffregen, and Dieter Mihailowitsch, *Enhancement and Long-Term Testing of Optimised Post-Combustion Capture Technology –Results of the Second Phase of the Testing Programme at the Niederaussem Pilot Plant*. Energy Procedia, 2013. **37**: p. 2377-2388.
45. Peter Moser, Georg Wiechers, Sandra Schmidt, Reinhold Elsen, Earl Goetheer, Purvil Khakharia, Juliana Garcia Moretz-Sohn Monteiro, Klaus-Joachim Jens, Kjell-Arne Solli, Eva Sanchez Fernandez, Susana Garica, Marecedes Maroto-Valer, Julia Barrio, and Hanne Marie Kvamsdal. *MEA consumption - ALIGN-CCUS:Comparative long-term testing to answer the open questions*. in *14th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, GHGT-14*. 2018. Melbourne, Australia.
46. P. Moser, G. Wiechers, S. Schmidt, K. Stahl, G. Vorberg, and Torsten Stoffregen, *OASE blue - optimierte CO₂-Abtrenntechnik als Ergebnis des 10-jährigen Entwicklungsprogramms von BASF, Linde und RWE Power im Innovationszentrum Kohle in Niederaußern*. VGB PowerTech, 2018. **1/2**: p. 43-49.
47. Martin Bertau, Konstantin Räuchle, and Heribert Offermanns, *Methanol – die Basischemikalie*. Chemie in unserer Zeit, 2015. **49**(5): p. 312-329.
48. W. H. Chen, C. L. Hsu, and X. D. Wang, *Thermodynamic approach and comparison of two-step and single step DME (dimethyl ether) syntheses with carbon dioxide utilization*. Energy, 2016. **109**: p. 326-340.
49. B. Doss, C. Ramos, and S. Atkins, *Optimization of Methanol Synthesis from Carbon Dioxide and Hydrogen: Demonstration of a Pilot-Scale Carbon-Neutral Synthetic Fuels Process*. Energy & Fuels, 2009. **23**(9): p. 4647-4650.
50. F. Pontzen, W. Liebner, V. Gronemann, M. Rothaemel, and B. Ahlers, *CO₂-based methanol and DME - Efficient technologies for industrial scale production*. Catalysis Today, 2011. **171**(1): p. 242-250.
51. J. Toyir, R. Miloua, N. E. Elkadri, M. Nawdali, H. Toufik, F. Miloua, and M. Saito, *Sustainable process for the production of methanol from CO₂ and H₂ using Cu/ZnO-based multicomponent catalyst*. Proceedings of the Jmsm 2008 Conference, 2009. **2**(3): p. 1075-1079.
52. International Methanol Producers & Consumers Association, *Methanol Reference Specifications*, IMPCA, Editor. 2015: Belgium.
53. Harald Koempel, Waldemar Liebner, and Matthias Wagner, *Lurgi's Gas to Chemicals (GTC): Advanced technologies for natural gas monetization*. Gas-to-Liquids, Methanol, DME, CNG and Alternatives, Spain, 2005. **10**.
54. AV Lavrenov, TR Karpova, EA Buluchevskii, and EN Bogdanets, *Heterogeneous oligomerization of light alkenes: 80 years in oil refining*. Catalysis in Industry, 2016. **8**(4): p. 316-327.
55. Cyril T O'Connor, *Oligomerization*. Handbook of Heterogeneous Catalysis: Online, 2008: p. 2854-2864.

56. Christopher P Nicholas, *Applications of light olefin oligomerization to the production of fuels and chemicals*. Applied Catalysis A: General, 2017. **543**: p. 82-97.
57. Konstantin Zech, Karin Naumann, Franziska Müller-Langer, Patrick Schmidt, Werner Weindorf, Matthias Altmann, Jan Michalski, Malte Niklaß, Hendrik Meyer, and Andreas Lischke, *Biokerosin und EE-Kerosin für die Luftfahrt der Zukunft—von der Theorie zu Pilotvorhaben*. Studie für das Bundesministerium für Verkehr und digitale Infrastruktur (BMVI), 2016.
58. Timo Wassermann, Christian Schnuelle, Philipp Kenkel, and Edwin Zondervan, *Power-to-Methanol at Refineries as a Precursor to Green Jet Fuel Production: a Simulation and Assessment Study*, in *Computer Aided Chemical Engineering*, S. Pierucci, et al., Editors. 2020, Elsevier. p. 1453-1458.
59. Wim Herman Verrelst and Luc Roger Marc Martens, *Oligomerization and catalysts therefor*. 2000, Google Patents.
60. COD, Title: *Catalytic Conversion of Olefins to Diesel and Gasoline Fuel*. 2006.
61. Arno De Klerk, *Fischer-tropsch refining*. 2012: John Wiley & Sons.
62. Jenna Ruokonen, Harri Nieminen, Ahmed Rufai Dahiru, Arto Laari, Tuomas Koiranen, Petteri Laaksonen, Ari Vuokila, and Mika Huuhtanen, *Modelling and Cost Estimation for Conversion of Green Methanol to Renewable Liquid Transport Fuels via Olefin Oligomerisation*. Processes, 2021. **9**(6): p. 1046.
63. F. Schmidt, L. Reichelt, and C. Pätzold, *Catalysis of Methanol Conversion to hydrocarbons*. Methanol: The Basic Chemical and Energy Feedstock of the Future, ed. M. Bertau, et al. 2014. 423-591.
64. Peter Seifert, Bernd Meyer, Mario Kuschel, and Joachim Engelmann, *Entwicklung einer neuen Technologie zur Herstellung von hochoktanigem Benzin aus Synthesegas*. ACAMONTA – Zeitschrift für Freunde und Förderer der TU Bergakademie Freiberg, 2013.
65. René Stahlschmidt, *Technisch-wirtschaftliche Bewertung von Prozessketten zur Synthese von Otto-Kraftstoff*. Technische Universität Bergakademie Freiberg, 2017.
66. Lutz Schiffer, Jörn Appelt, Heiner Gutte, Bernd Meyer, Lars-Erik Gärtner, Martin Bertau, Carsten Pätzold, Konstantin Räuchle, Peter Seifert, René Stahlschmidt, Mario Kuschel, and Joachim Engelmann, *Stoffgeführte Veredlungsketten*, in *Stoffliche Nutzung von Braunkohle*, S. Krzack, H. Gutte, and B. Meyer, Editors. 2018, Springer: Berlin, Heidelberg. p. 607-664.
67. Constanze Jung, Peter Seifert, Friedemann Mehlhose, Christoph Hahn, Daniel Schröder, Christian Wolfersdorf, Sven Kureti, and Bernd Meyer, *Ottokraftstoffe aus erneuerbarem Methanol*. Chemie Ingenieur Technik, 2020. **92**(1-2): p. 100-115.
68. F. Baitalow, R. Stahlschmidt, P. Seifert, R. Pardemann, B. Meyer, and J. Engelmann. *Production of gasoline from coal based on the STF process*. in *XVIII International Coal Preparation Congress*. 2016. Cham: Springer International Publishing.
69. Markus Winterberg, Ekkehard Schulte-Körne, Udo Peters, and Franz Nierlich, *MethylTert-Butyl Ether*, in *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. 2010.
70. Fritz Obenaus, Wilhelm Droste, Bernhard Scholz, Franz Nierlich, Rainer Malzkorn, Udo Peters, Jochen Praefke, Richard Filipiak, and Joachim Neumeister, *Verfahren zur Herstellung von hochreinem Methyl-tert.-butylether*, D.P.-u. Markenamt, Editor. 2004, Oxeno Olefinchemie GmbH, 45772 Marl, DE: Bundesrepublik Deutschland.
71. Alwin Rehfinger and Ulrich Hoffmann, *Kinetics of methyl tertiary butyl ether liquid phase synthesis catalyzed by ion exchange resin—I. Intrinsic rate expression in liquid phase activities*. Chemical Engineering Science, 1990. **45**(6): p. 1605-1617.
72. Alwin Rehfinger and Ulrich Hoffmann, *Kinetics of methyl tertiary butyl ether liquid phase synthesis catalyzed by ion exchange resin—II. Macropore diffusion of methanol as rate-controlling step*. Chemical Engineering Science, 1990. **45**(6): p. 1619-1626.
73. J. Tejero, F. Cunill, J.F. Izquierdo, M. Iborra, C. Fité, and D. Parra, *Scope and limitations of mechanistic inferences from kinetic studies on acidic macroporous resins The MTBE liquid-phase synthesis case*. Applied Catalysis A: General. **134**: p. 21-36.

74. Martin Becker, *Verfahren zur Herstellung von methyl-tert.-buthylether (MTBE) und weitgehend von i-Buten und von methanol befreiten Kohlenwasserstoff-Raffinaten*. 1982, EC ERDÖLCHEMIE GMBH.
75. Francesco Ancillotti, San Donato Milanese, Gianni Oriani, and Ermanno Pescarollo, *PROCESS FOR THE PREPARATION OF METHYL TERT-BUTYL ETHER*. 1976, Sham Progetti S.p.A.
76. Bernhard Schleppinghoff, *Verfahren zur Herstellung von Methyl-Tert.-butylether (MTBE) und weitgehend von i-Buten und von Methanol befreiten Kohlenwasserstoff-Raffinaten und Vorrichtung hierfür*. 1982, EC ERDÖLCHEMIE GMBH.
77. T. Zitscher, U. Neuling, A. Habersetzer, and M. Kaltschmitt, *Analysis of the German Industry to Determine the Resource Potential of CO2 Emissions for PtX Applications in 2017 and 2050*. Resources-Basel, 2020. **9**(12).
78. Juri Horst Peter Viebahn, Alexander Scholz, Ole Zelt, *Technologiebericht 4.4 Verfahren der CO2-Abtrennung aus Faulgasen und Umgebungsluft innerhalb des Forschungsprojekts TF_Energiewende*. 2018, Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie gGmbH, Institut für ZukunftsEnergie- und Stoffstromsysteme gGmbH.
79. *Biogas : Erzeugung, Aufbereitung, Einspeisung*. 2. Aufl., komplett überarb. und erg. ed, ed. F. Graf and S. Bajohr. 2013: DIV.
80. Eric Billig Philipp Adler, André Brosowski, Jaqueline Daniel-Gromke, Iris Falke, Erik Fischer, Johan Grope, Uwe Holzhammer, Jan Postel, Jörn Schnutenhaus, Kitty Stecher, Gabor Szomszed, Marcus Trommler, Wolfgang Urban, *LEITFADEN BIOGASAUFBEREITUNG UND -EINSPEISUNG*. 2014: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (FNR)/Abteilung Öffentlichkeitsarbeit.
81. M. Reuß, T. Grube, M. Robinus, P. Preuster, P. Wasserscheid, and D. Stolten, *Seasonal storage and alternative carriers: A flexible hydrogen supply chain model*. Applied Energy, 2017. **200**: p. 290-302.
82. M. Decker, F. Schorn, R. C. Samsun, R. Peters, and D. Stolten, *Off-grid power-to-fuel systems for a market launch scenario - A techno-economic assessment*. Applied Energy, 2019. **250**: p. 1099-1109.
83. Dirk Beckmann, *Datensatz Windpark Eschweiler Fronhoven*. 2021.
84. G Tjarks, *PEM-Elektrolyse-Systeme zur Anwendung in Power-to-Gas Anlagen, in Institut für Energie- und Klimaforschung Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-3)*. 2017, RWTH Aachen University: Jülich.
85. Patrick Schmidt, W. Zittel, W. Weindorf, T. Rakasha, and D. Goericke. *Renewables in transport 2050 – Empowering a sustainable mobility future with zero emission fuels*. in *16. Internationales Stuttgarter Symposium*. 2016. Wiesbaden: Springer Fachmedien Wiesbaden.
86. David Peterson Chris Ainscough, Eric Miller, *DOE Hydrogen and Fuel Cells Program Record*. 2014.
87. *Production Case Studies - Future Central Hydrogen Production from PEM Electrolysis version 3.101*. 2017.
88. Ferdinand Steffen, *Daten für die OPEX-Kostenschätzung*. 2021.
89. EEX. *EEX GERMAN POWER FUTURE*. 2022 [cited 06-01-2022]; Available from: <https://www.eex.com/de/marktdaten/strom/futures#%7B%22snippetpicker%22%3A%22EEEX%20German%20Power%20Future%22%7D>.
90. Innovation Ministerium für Wirtschaft, Digitalisierung und Energie des Landes Nordrhein-Westfalen, *Wasserstoff Roadmap Nordrhein-Westfalen*. 2020.
91. Peter Markewitz Detlef Stolten, Thomas Schöb, Felix Kullmann, Stanley Risch, Theresa Groß, Maximilian Hoffmann, David Franzmann, Tobias Triesch, Stefan Kraus, Rachel Maier, Bastian Gillessen, Heidi Heinrichs, Noah Pflugradt, Thomas Grube, Jochen Linssen, Leander Kotzur, *NEUE ZIELE AUF ALTEN WEGEN? - Strategien für eine treibhausgasneutrale Energieversorgung bis zum Jahr 2045 - Kurzfassung*. 2021.
92. Nils von Ohlen, *Netzentwicklungsplan Gas 2020–2030 - Konsultation*. 2020, FNB Gas.
93. Felix Schorn, Janos L. Breuer, Remzi Can Samsun, Thorsten Schnorbus, Benedikt Heuser, Ralf Peters, and Detlef Stolten, *Methanol as a renewable energy carrier: An*

- assessment of production and transportation costs for selected global locations.* Advances in Applied Energy, 2021. **3**: p. 100050.
94. Marvin Heimann Felix Schimek, Patrick Wienert, Marcel Corneille, Johannes Kuhn, Lena Maier, Thomas Schmeding, Jan-Hendrik vim Wege, Fabian Rottmann, David Siegler, Hanno Butsch, Detlef Stolten, Martin Robinius, Thomas Grube, *Gutachten H2-Erzeugung und Märkte Schleswig-Holstein.* 2021, Ministeriums für Energiewende, Landwirtschaft, Umwelt, Natur und Digitalisierung.
 95. Johannes Eckstein Martin Wietschel, Matia Riemer, Lin Zheng, Benjamin Lux, Felix Neuner, Barbara Breitschopf, Joshua Fragoso, Christoph Kleinschmitt, Natalia Pieton, Christoph Nolden, Benjamin Pfluger, Zarah Thiel, Andreas Löschel, *HYPAT Working Paper 01/2021 Import von Wasserstoff und Wasserstoffderivaten: von Kosten zu Preisen* 2021, Fraunhofer ISI, Fraunhofer IEG, Ruhr-Universität Bochum, Lehrstuhl Umwelt-/Ressourcen-ökonomik und Nachhaltigkeit.
 96. Max Schönfisch Simon Schulte, Gregor Brändle, *EWI Policy Brief - Wasserstoff: Bezugsoptionen für Deutschland Kostenvergleich von importiertem und lokal produziertem CO2-armen Wasserstoff.* 2020, Energiewirtschaftliches Institut an der Universität zu Köln gGmbH (EWI).
 97. M. Reuss, T. Grube, M. Robinius, P. Preuster, P. Wasserscheid, and D. Stolten, *Seasonal storage and alternative carriers: A flexible hydrogen supply chain model (vol 200, 290, 2017).* Applied Energy, 2019. **256**.
 98. Dennis Krieg, *Konzept und Kosten eines Pipelinesystems zur Versorgung des deutschen Straßenverkehrs mit Wasserstoff [E-Book].* Schriften des Forschungszentrums Jülich. Reihe Energie und Umwelt / energy and environment ;, ed. D. Krieg. 2012, Jülich: Forschungszentrum, Zentralbibliothek.
 99. Lara Welder, Konstantinos Syranidis, Peter Stenzel, Philipp-Matthias Heuser, Simonas Cerniauskas, Thomas Schöb, Leander Kotzur, Peter Markewitz, Dilara Caglayan, Thomas Grube, Martin Robinius, Peter Lopion, Severin Ryberg, Felix Kullmann, Heidi Heinrichs, Detlef Stolten, Markus Reuss, and Jochen Linssen, *Wege für die Energiewende : kosteneffiziente und klimagerechte Transformationsstrategien für das deutsche Energiesystem bis zum Jahr 2050 [E-Book].* Schriften des Forschungszentrums Jülich. Reihe Energie und Umwelt / energy and environment ;. Vol. 499. 2020, Jülich: Forschungszentrum, Zentralbibliothek. 1 Online-Ressource (VIII, 141 Seiten).
 100. Kathrin Graf Havard Nymoen, Simon Byrtus, Emil Weber, Marcel Malcher, Philipp Jahnke, Tim Scherwarth, Marco Schmidt, Igor Duong, Marcel Rohreich, Stefanie Hamm, Paul Kulik, Anne Buers, *Ergebnispräsentation: Stadt Essen Machbarkeitsstudie H2-Ecosystem.* 2021, nymoen|strategieberatung GmbH, con|energy agentur GmbH, BBH Consulting AG, Hydrogentile GmbH.
 101. Ivan Terekhov Kai Wicke, Thomas Schilling, Malte Niklaß, Robin Ghosh, , *Aircraft Technology Roadmap to 2050.* 2018, International Air Transport Association, German Aerospace DLR.
 102. *Renewable Energy – Recast to 2030 (RED II).* 2019 [cited; Available from: <https://ec.europa.eu/jrc/en/jec/renewable-energy-recast-2030-red-ii>].
 103. European Commission, *REGULATION OF THE EUROPEAN PARLIAMENT AND OF THE COUNCIL on ensuring a level playing field for sustainable air transport.* 2021, Brussels.
 104. *Bundeskabinett beschließt neue Vorgaben für erneuerbare Energien im Verkehrssektor* 2021, Federal Ministry for the Environment, Nature Conservation and Nuclear Safety
 105. *Are aviation biofuels ready for take off?* 2019 [cited; Available from: <https://www.iea.org/commentaries/are-aviation-biofuels-ready-for-take-off>].
 106. TotalEnergies, *Total Begins Producing Sustainable Aviation Fuel in France.* 2021.
 107. GEVO Inc., *Sweden and Norway Target Increased Use of Sustainable Aviation Fuel.* 2021.
 108. *MWV-Jahresbericht 2020.* 2020, Mineralölwirtschaftsverband e.V.

109. A. Bauen, N. Bitossi, L. German, A. Harris, and K. Leow, *Sustainable Aviation Fuels Status, challenges and prospects of drop-in liquid fuels, hydrogen and electrification in aviation*. Johnson Matthey Technology Review, 2020. **64**(3): p. 263-278.
110. *Jet Fuel Price Monitor*. 2021 [cited; Available from: <https://www.iata.org/en/publications/economics/fuel-monitor/>].
111. Heloisa Borges Bastos Esteves Bruno R. L. Stukart, Angela Oliveira da Costa, Marcelo Castello Branco Cavalcanti, Patricia Feitosa Bonfim Stelling, *Oil Price Forecasts 2021-2030*, in *Special Report*. 2021, Empresa de Pesquisa Energetica (epe), Brazilian Ministry of Mines and Energy.
112. Richard Turton, Richard C Bailie, Wallace B Whiting, and Joseph A Shaeiwitz, *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. 2008: Pearson Education.
113. Richard C Baliban, Josephine A Elia, and Christodoulos A Floudas, *Toward novel hybrid biomass, coal, and natural gas processes for satisfying current transportation fuel demands, 1: Process alternatives, gasification modeling, process simulation, and economic analysis*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2010. **49**(16): p. 7343-7370.
114. <https://www.chemengonline.com/pci-home>. [cited].
115. <https://de.statista.com/statistik/daten/studie/200194/umfrage/wechselkurs-des-euro-gegenueber-dem-us-dollar-seit-2001/>. [cited].
116. Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, and Joseph A. Shaeiwitz, *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. Vol. XXXV. 2013, Upper Saddle River: Pearson Education International.
117. WA Alkhatay and AM Gerrard, *Estimating manning levels for process plants*. AACE Transactions, I, 1984: p. 2.1-1.2.
118. Helmut Bennemann Sven-Uwe Geißen, Harald Horn, Rainer Krull, Stefan Neumann, *Industrieabwasserbehandlung und -recycling – Potenziale und Perspektiven*. Chemie Ingenieur Technik, 2012. **7**: p. 1005-1017.
119. Fayza A. Nasr, Hala S. Doma, Hisham S. Abdel-Halim, and Saber A. El-Shafai, *Chemical industry wastewater treatment*. The Environmentalist, 2007. **27**(2): p. 275-286.
120. Sarah Deutz and André Bardow, *Life-cycle assessment of an industrial direct air capture process based on temperature–vacuum swing adsorption*. Nature Energy, 2021. **6**(2): p. 203-213.
121. Thomas Lauf Petra Icha, Gunther Kuhs, *Entwicklung der spezifischen Kohlendioxid-Emissionen des deutschen Strommix in den Jahren 1990 - 2020*, in *Climate Change 45/2021*. 2021, Dessau-Roßlau.
122. Sascha Heib Eva Hauser, Jan Hildebrand, Irina Rau, Andreas Weber, Jana Welling, Jannik Guldenberg, Christian Maaß, Juliane Mundt, Robert Werner, Annika Schudak, Thorsten Wallbott *Marktanalyse Ökostrom II - Marktanalyse Ökostrom und HKN, Weiterentwicklung des Herkunftsnachweissystems und der Stromkennzeichnung Abschlussbericht*, in *Climate Change 30/2019*. 2019: Dessau-Roßlau
123. *Erneuerbare Energien in Deutschland - Daten zur Entwicklung im Jahr 2021*, in *Hintergrundpapier*. 2022, Geschäftsstelle der Arbeitsgruppe Erneuerbare Energien-Statistik (AGEE-Stat) am Umweltbundesamt.
124. Kay Bareiß, Cristina de la Rua, Maximilian Möckl, and Thomas Hamacher, *Life cycle assessment of hydrogen from proton exchange membrane water electrolysis in future energy systems*. Applied Energy, 2019. **237**: p. 862-872.
125. Hans-Jörg-Althaus Michel Allekotte, Fabian Bergk, Kirsten Biemann, Wolfram Knörr, Daniel Sutter, *Umweltfreundlich mobil! Ein ökologischer Verkehrsartenvergleich für den Personen- und Güterverkehr*. 2020, IFEU, INFRAS.
126. N. Bullerdiek, U. Neuling, and M. Kaltschmitt, *A GHG reduction obligation for sustainable aviation fuels (SAF) in the EU and in Germany*. Journal of Air Transport Management, 2021. **92**.
127. *Price of naphtha worldwide from 2017 to 2021*. 2021, Bloomberg; Krungsri Research: Statista ID 1171139.

128. *Average prices of diesel fuel in Germany from 2000 to 2021 (in euros per liter)*. 2021, Eurostat; BMWi: Statista ID 603701.
129. boerse.de Finanzportal GmbH. *Diesel Jahres-Schlusskurse*. 2022 [cited 18.05.2022]; Available from: <https://www.boerse.de/historische-kurse/Dieselpreis/XC0009677813>.
130. *Das Brennstoff-Emissionshandelsgesetz (BEHG) - mögliche Kostenauswirkungen der Einbeziehung der Thermischen Abfallbehandlungsanlagen (TAB) in den nationalen Emissionshandel auf Bürger, Gewerbe und Industrie und die Abfallwirtschaft*. 2020, Interessengemeinschaft der Thermischen Abfallbehandlungsanlagen in Deutschland e.V.
131. *Anteil der Kerosinkosten an den operativen Gesamtkosten der weltweiten Fluggesellschaften in den Jahren 2003 bis 2022*. 2021, IEA; McKinsey; IATA; ICAO; Ascend: Statista ID 253718.
132. A. de Rose, M. Buna, C. Strazza, N. Olivieri, T. Stevens, L. Peeters, and D. Tawil-Jamault, *Technology Readiness Level: Guidance Principles for Renewable Energy technologies*. 2017, European Commission.

A. Anhang

A.1 Anhang zu Kapitel 2

Die technische Bewertung wird auf Basis der in AP 2 erstellten Prozessfließbilder durchgeführt. Dabei wird unter anderem der technische Reifegrad der Prozesse mittels des Technologie-Reifegrads (Englisch: *Technology Readiness Level*, TRL) bewertet. Die TRL-Methode gibt die Reife einer Technologie auf einer Skala von 1 bis 9 an. Im Rahmen dieses Projekts werden die von der Europäischen Kommission für den Sektor der Erneuerbaren Energien aufgestellten Definitionen verwendet [132]. Die Definitionen für TRL 1 bis 9 sind in Tabelle 6.1 aufgeführt. Zur Vermeidung von Verfälschungen der Definitionen wurde auf eine Übersetzung verzichtet. Ziel für die zur Umsetzung in der nächsten Phase ausgewählten Prozesse ist außerdem, dass diese einen TRL von mindestens 6 aufweisen. Des Weiteren sollen die Einzelprozessschritte der für die Umsetzung identifizierten Prozesse mindestens einen TRL von 7 haben. Neben dem TRL werden weiterhin die in AP 2.3 bestimmten Performancedaten der verschiedenen Prozessvarianten zum technischen Vergleich herangezogen. Dazu zählen unter anderem die Energie- und Massenbilanzen, die *Power-to-Liquid* Wirkungsgrade, die Kohlenstoffausbeuten und die spezifischen Verbräuche von Betriebsmitteln. Die Ergebnisse der technischen Bewertung werden im Abschlussbericht festgehalten.

Tabelle 6.1: Definitionen des Technologie-Reifegrads [132]

TRL	Definition
1	<i>Identification of new concept, applications and barriers</i>
2	<i>Definition of application, consideration of interfaces and commercial offer</i>
3	<i>Proof of concept prototype ready: concept is laboratory tested</i>
4	<i>Integrated small-scale prototype with auxiliary systems laboratory validated</i>
5	<i>Large-scale prototype completed with auxiliaries, refined commercial assessment</i>
6	<i>Technology pilot demonstrated in relevant environment, manufacturing strategy defined</i>
7	<i>Pilot demonstrated in operational environment, manufacturing approach demonstrated</i>
8	<i>Technology in its final form, low-rate production</i>
9	<i>System fully operational and ready for commercialization</i>

Tabelle 6.2: Szenario-Matrix: H2-Bezug in 2030

	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	
K1	Produktion	T+	T+	T-	T-	D+	D-	D-						
K2	Transport		Import T→D			Kein Import notwendig								
K3	Verteilung	V+	V-	V+	V-	V+	V+	V-						
Parametrisierung der Kosten in €/kg _{H2} :														
K1	Produktion	1,35	1,35	3	3	3	3	7	7					
K2	Transport		1,7 für S1-S4			0 für S5-S8								
K3	Verteilung	0,79	1,6	0,79	1,6	0,79	1,6	0,79	1,6					
K	Gesamt	3,84	4,65	5,49	6,3	3,79	4,6	7,79	8,6	9,5	7,38	5,33	4,17	5,6

T: Top-Standort für EE-Energien, D: Deutschland, V: Verteilung, Suffix: + bedeutet positive Annahme (best case) und – bedeutet konservative Annahme (worst case)

Band / Volume 568

**14th Carolus Magnus Summer School on Plasma
and Fusion Energy Physics**

D. Reiser (Ed.), (2022), 207 pp

ISBN: 978-3-95806-613-7

Band / Volume 569

Spectral induced polarization of calcite precipitation in porous media

S. Izumoto (2022), xviii, 106 pp

ISBN: 978-3-95806-614-4

Band / Volume 570

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

S. M. Saba (2022), IV, 263 pp

ISBN: 978-3-95806-615-1

Band / Volume 571

**Advanced Sintering of Garnet-Based Ceramic Composite Cathodes for
All-Solid-State Lithium Batteries**

M. Ihrig (2022), VIII, 160 pp

ISBN: 978-3-95806-616-8

Band / Volume 572

**Developing an integrated value-based institutional framework for
analyzing nexus governance challenges – the case study of Germany**

C. Märker (2022), 290 pp

ISBN: 978-3-95806-617-5

Band / Volume 573

**Ecological sanitation via thermophilic co-composting of humanure and
biochar as an approach to climate-smart agriculture**

D. Castro Herrera (2022), XVIII, 127 pp

ISBN: 978-3-95806-622-9

Band / Volume 574

Towards 3D crosshole GPR full-waveform inversion

A. Mozaffari (2022), viii, 122 pp

ISBN: 978-3-95806-623-6

Band / Volume 575

**Investigations of the atmospheric OH, HO₂ and RO₂ radical chemical
budgets and their impact on tropospheric ozone formation in a rural area
in West-Germany in the JULIAC 2019 campaign**

C. Cho (2022), 182 pp

ISBN: 978-3-95806-625-0

Band / Volume 576

Thermochemische Beständigkeit von Carbonat-Keramik-Membranen für die CO₂-Abtrennung in Wassergas-Shift-Reaktoren

U. Gude (2022), X, 176, LXIII pp

ISBN: 978-3-95806-626-7

Band / Volume 577

Neue Ziele auf alten Wegen?

Strategien für eine treibhausgasneutrale Energieversorgung bis zum Jahr 2045

D. Stolten, P. Markewitz, T. Schöb, F. Kullmann, S. Risch, T. Groß, M. Hoffmann, D. Franzmann, T. Triesch, S. Kraus, R. Maier, B. Gillesen, H. Heinrichs, N. Pflugradt, T. Grube, J. Linssen, L. Kotzur (2022), VI, 81 pp
ISBN: 978-3-95806-627-4

Band / Volume 578

Improving stationary and mobile cosmic ray neutron soil moisture measurements

Assessment of the cosmic ray neutron uncertainty
and the potential of the thermal neutron signal

J. C. Jakobi (2022), xxiii, 137 pp

ISBN: 978-3-95806-628-1

Band / Volume 579

Application-Specific Calibration of Condensation Particle Counters under Low Pressure Conditions

O. B. F. Bischof (2022), ix, 137 pp

ISBN: 978-3-95806-629-8

Band / Volume 580

Konzepte und Potenziale von Demonstrationsanlagen für die Produktion von erneuerbarem synthetischen Flugzeugtreibstoff als Beitrag zur Transformation der Reviere in NRW – Abschlussbericht

S. Weiske, F. Schorn, J. L. Breuer, L. Becka, N. Beltermann, N. Wegener, R. C. Samsun, P. Moser, S. Schmidt, C. Götte, E. Rietmann, U. Balfanz, A. Spieckermann, D. Beckmann, J. Edler-Krupp, F. Steffen und R. Peters (2022), 175 pp

ISBN: 978-3-95806-630-4

Weitere **Schriften des Verlags im Forschungszentrum Jülich** unter
<http://www.wzb1.fz-juelich.de/verlagextern1/index.asp>

Energie & Umwelt / Energy & Environment
Band / Volume 580
ISBN 978-3-95806-630-4