



Juni 2025

Ergebnisbericht

Forschungsunterstützte Maßnahmen zur Transformation von Anlagen für klimaneutrale Kraftstoffe (reFuels) in den industriellen Maßstab

gefördert durch

das Ministerium für Verkehr Baden-Württemberg

Karlsruher Institut für Technologie (KIT)

Kontakt

Dr.-Ing. Olaf Toedter

E-Mail: olaf.toedter@kit.edu

Tel. 0721-608 43639

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

KIT – Die Forschungsuniversität in der Helmholtz-Gemeinschaft





Inhalt

Inhalt	2
Abbildungsverzeichnis	4
Tabellenverzeichnis	5
Bearbeitung	6
Abkürzungsverzeichnis	7
1 Management Summary	9
2 Problemstellung und Stand der Technik	12
3 Struktur des Projektes	12
4 Arbeitspaket A: Produktflexibler MtX-Prozess in BW	13
4.1 Arbeitspaket A1: Optimierung des modularen, flexiblen Anlagen-konzeptes mit Blick auf den regulatorischen Rahmen und Ausschreibungs-Randbedingungen	13
4.2 Arbeitspaket A2: Analyse der Integration einer e-Methanol- und Produkt-Logistik in eine Raffinerie-Infrastruktur und Anpassung der Prozess-Modelle.....	16
4.2.1 Standort der Methanolherstellung.....	20
4.2.2 Globaler Transport zu See- / Ölhafen in Europa.....	23
4.2.3 Innereuropäischer Transport vom Hafen zur MiRO	26
4.2.4 Ökonomische und ökologische Auswirkungen.....	28
5 Arbeitspaket B. Geschäftsmodelle MtX in Baden-Württemberg	32
5.1 Arbeitspaket B1: Flexibles, angepasstes Werkzeug zur Berechnung der Kosten.....	32
5.2 Arbeitspaket B2: Werkzeug zur Berechnung der THG-Effekte.....	37
5.3 Arbeitspaket B3: Berechnung erreichbarer THG- Reduktionskosten.....	41
5.4 Arbeitspaket B4: Risiken potenzieller Business Cases.....	42
6 Arbeitspaket C: Implementierung und Skalierung der Technologie für den Standort Baden-Württemberg	44
6.1 Arbeitspaket C1: Entwicklung globaler Umsetzungsszenarien	44
6.2 Arbeitspaket C2: Techn. Studie der Wege zur Skalierung auf 1.400 kt/a MeOH-Einsatzmenge	46
6.3 Arbeitspaket C3: Entwicklung Anwendungsszenarien der Produkte aus MtO/MtJ.....	47
6.3.1 Arbeitspaket C3.1: Herstellung von Mustermengen von MtX-Produkt	47
6.3.2 Arbeitspaket C3.2: Bewertung der Kraftstoffanwendung von MtX- Benzin/Diesel basierend auf den Mustermengen	50
6.3.3 Arbeitspaket C3.3: Studie Technologievergleich.....	53
6.3.4 Arbeitspaket C3.4: Bewertung von MtX-Produkt – Jetfuel	56
7 Zusammenfassung	58
8 Literatur	59
9 Literatur	63





Abbildungsverzeichnis

Abbildung 3.1: Abbildung Struktur des Projektes.1: Organisations-Struktur des Projektes.....	13
Abbildung 4.1: Zeitlicher Ablauf des Modularen Anlagenkonzepts mit den Ausbaustufen MtG (Phase 1), und MtJ (Phase 2).....	14
Abbildung 4.2: Schema des zweistufigen produktvariablen Anlagen-Konzepts.....	15
Abbildung 4.3: Betrachtete Abschnitte der Logistik für die Bereitstellung von grünem Methanol.....	19
Abbildung 4.4: Globale Verteilung von Gunststandorten zur Erzeugung erneuerbarer Energie auf Basis von Photovoltaik und Windkraft. Darstellung der Energiekosten im Betrachtungsjahr 2030 [20].	20
Abbildung 4.5: Auswahl geeigneter Standorte zur Erzeugung erneuerbaren Methanols auf Basis von Literaturstudien. Quelle Hintergrundkarte: OpenStreetMap	21
Abbildung 4.6: Abschätzungen und Prognosen der Herstellungskosten für erneuerbares Methanol [21, 23], [25–36].	22
Abbildung 4.7: CO ₂ -Fußabdruck von Methanol produziert auf Basis von Biomasse, Strom oder fossilen Ressourcen [33].....	23
Abbildung 4.8: Spezifische Kosten für den maritimen Transport in Abhängigkeit von der Distanz [19, 23, 37–39],	24
Abbildung 4.9: Ausgewählte europäische Seehäfen zum Import von erneuerbarem Methanol. Quelle Hintergrundkarte: OpenStreetMap.....	25
Abbildung 4.10: Spezifische Kosten des globalen und innereuropäischen Transports für alle betrachteten Szenarien.	29
Abbildung 4.11: Abbildung Arbeitspaket A: Produktflexibler MtX-Prozess in BW: -Nico Damen (5-6 S).16: Kostenstruktur für MtG-Benzin in einem realistischen 2030 Szenario mit einer Anlagenkapazität von 200 kt/a (links). Einfluss der Anlagenkapazität auf den Produktpreis.....	30
Abbildung 4.12: Transportbedingte GHG-Emissionen des globalen und innereuropäischen Transports für alle betrachteten Szenarien.	31
Abbildung 5.1: Gegenüberstellung spezifische Investitionen für MtG und MtJ bezogen auf den jährlichen Input und Output für unterschiedliche Annahmen-Sets.	32
Abbildung 5.2: OPEX-Kostenaufteilung für MtG und MtJ (Annahme 200.000 t/a MeOH-Feed) für 1-phasigen Aufbau.	33
Abbildung 5.3: Literpreis für Benzin (MtG) und Kerosin (MtJ) für verschiedene Szenarien im 1-pasigen Fall, d.h. direkter Aufbau MtG oder MtJ-Synthese (Szenario-Erklärung: CAC-MiRO = CAC-CAPEX und MiRO-OPEX) zum Vergleich der KIT-Rechnungen.mit den Ergebnissen der von Accenture durchgeführten Befragung (s.Abschnitt 6.3.3) (Annahmen: 200.000 t/a MeOH Feed und 1000 €/t MeOH-Bezugspreis).....	34
Abbildung 5.4: Flexibles Anlagenkonzept mit zwei Ausbaustufen (erst MtG, anschließend MtJ).....	35
Abbildung 5.5: Kapitalwert (NPV) über den "Overall Green Premium Factor" (OGPF) in Abhängigkeit verschiedener MeOH-Bezugspreise	35
Abbildung 5.6: NPV über OGPF. Links: Vergleich einstufiges mit zweistufigem MtJ-Szenario. Rechts: Vergleich einstufiges MtG-Szenario mit zweistufigem MtJ-Szenario.....	36
Abbildung 5.7: Bilanzraum für die beiden Produktsysteme MtG und MtJ	37
Abbildung 5.8: Aufteilung der THG-Emissionen für MtG (links) und MtJ (rechts) nach dem cradle-to grave Ansatz.	38
Abbildung 5.9: Vergleich von Input- mit Output-bezogenem GWP mit und ohne negative THG-Emissionen für MtG und MtJ (cradle-to-gate).	39
Abbildung 5.10: GWP für verschiedene MtG- und MtJ-Szenarien in Abhängigkeit der drei Bilanzierungssysteme „cradle-to-gate“, „cradle-to grave“ und „RED“.....	40
Abbildung 5.11: Kumuliertes cradle-to-gate GWP für das einstufige (26 Jahre MtJ) und zweistufige (6 Jahre MtG und 20 Jahre MtJ) MtJ-Anlagenkonzept.....	40





Abbildung 5.12: THG-Reduktionskosten für die verschiedenen THG-Bilanzierungssysteme für das einstufige und zweistufige Anlagenkonzept im Baseline- und im Wärmepumpen-Szenario. 41

Abbildung 5.13: Sensitivität der Overall Green Premium Factors (OGPF) über die wesentlichen Kosteneinflüsse für eine in zwei Phasen aufgebaute Methanol-to-Jet-Synthese 42

Abbildung 6.1: Verfahren mit erneuerbaren Kohlenstoff- und Wasserstoffquelle 45

Abbildung 6.2: Verfahren mit erneuerbaren Kohlenstoff- und Wasserstoffquellen 45

Abbildung 6.3: Kettenlängenverteilung (links) und Verzweigungsgrad der C8 Fraktion (rechts) für alle 7 Produktgemische. Prozessbedingungen siehe Tabelle 7..... 48

Abbildung 6.4: Neu errichtete Batch-Hydrieranlage (links), spezifische H₂-Bedarfe und errechnete mittlere Kettenlängen (rechts). Reaktionsbedingungen: 0.75 Gew.% Katalysator (5% Pd/C), p = 30 bar, T = 80 °C..... 49

Abbildung 6.5: Massenanteil der Kraftstofffraktionen für alle Proben (links), spezifische Produktivität und Umsatz der Edukte für die Betriebspunkte (rechts); sortiert nach Produktselektivität..... 50

Abbildung 6.6: Siedeverläufe der Benzin Muster sowie Normbereiche laut DIN EN228 Klasse A. 52

Abbildung 6.7:Übersicht errichteter und projektierter MtG- und MtJ-Anlagen. Quelle: Die Daten beziehen sich auf die Angaben aus öffentlich verfügbaren Informationen..... 54

Abbildung 6.8 Technologievergleich MtG und MtJ: Investitionskosten normiert auf Input und Output (links) 54

Abbildung 6.9: Auswirkung einer Variation des Methanolpreises auf die Produktkosten. Betrachtet wurde eine Anlagenkapazität von 200 kt/a..... 55

Abbildung 6.10: Kettenlängenverteilungen der für die detaillierte Analyse ausgewählten Kraftstoffmuster (links), Zusammensetzung der Muster sowie Vergleichswerte für konventionelle und alternative SAF nach Stoffklasse (rechts). 56

Abbildung 6.11: Siedekurven der Proben sowie eines Vergleichskraftstoffs (links), Vorhersage der Kraftstoffeigenschaften mit der Simfuel®-Plattform und Grenzen nach D7566 Annex 5 (AtJ-SPK, rechts). 57

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Massenbilanz der Umsetzung von Methanol im MtG- bzw. MtJ-Betriebsmodus..... 16

Tabelle 2: Übersicht über relevante Stoffeigenschaften von Methanol 17

Tabelle 3: Daten zur Toxizität und Abbaubarkeit von Methanol 18

Tabelle 4: Spezifische Kosten und GHG Emissionen für den europäischen Transport nach Verkehrsmittel.... 27

Tabelle 5: Distanzen für den globalen sowie innereuropäischen Transport [58–60]. 28

Tabelle 6; Randbedingungen für die Kostenschätzung von methanolbasierten reFuels..... 30

Tabelle 7: Übersicht der Investitionsdaten auf Basis von Literaturdaten und auf Basis von Erfahrungen der Fa. CAC im Vergleich 33

Tabelle 8: OGPF für verschiedene Fördermaßnahmen und Verfahrensoptimierungen für zweistufiges MtJ-Szenario. 36

Tabelle 9: Ausgewählte Reaktionsbedingungen für die Olefin Oligomerisierung, verwendete Feed Zusammensetzungen und Katalysatoren. 44

Tabelle 10: Ausgewählte Reaktionsbedingungen für die Olefin Oligomerisierung, verwendete Feed Zusammensetzungen und Katalysatoren. 47

Tabelle 11: Zuordnung der Proben zu Oligomerisierungsversuchen, Zielprodukt und Temperaturen der Destillationsschnitte für alle Destillationsansätze..... 49

Tabelle 12: Evaluierte Kraftstoffeigenschaften der MtX-Benzin-Muster sowie Grenzen laut DIN EN228. Die farblich gekennzeichnete Einordnung der Werte basiert auf den Normwerten sowie Literaturreferenzen. .. 51

Tabelle 13: Evaluierte Kraftstoffeigenschaften der MtX-Diesel Muster sowie Grenzen laut Norm. 53





Bearbeitung

Projektleitung

Dr.-Ing Olaf Toedter

E-Mail: olaf.toedter@kit.edu

Institut für Kolbenmaschinen IFKM (PL und AP B2, B3, B4, C3)

M. Sc. Niklas Nagel, M. Sc. Philipp Weber, Prof. Dr. sc. techn. Thomas Koch

Niklas.nagel@kit.edu, philipp.weber@kit.edu, thomas.a.koch@kit.edu

Institut für Katalysenforschung und –technologie IKFT (AP A1, A2, C1, C2, C3)

Bearbeiter: M. Sc. Marius Drexler, Dr. Ulrich Arnold, Prof. Dr.-Ing. Jörg Sauer Prof. Nicolaus Dahmen

E-Mail: marius.drexler@kit.edu, ulrich.arnold@kit.edu, j.sauer@kit.edu, nicolaus.dahmen@kit.edu

Institut für Industriebetriebslehre und Industrielle Produktion IIP (AP B1 + B2)

Dr. Andreas Rudi, Paul Heinzmann, Alexander Schneider

E-Mail: andreas.rudi@kit.edu, paul.heinzmann@kit.edu, alexander.schneider@kit.edu

Institut für Technikfolgenabschätzung ITAS (AP B2)

Dr. Andreas Patyk

E-Mail: andreas.patyk@kit.edu





Abkürzungsverzeichnis

B7	Diesekraftstoff mit 7 Vol.-% Biodiesel
BMEP	Break Mean Effective Pressure
BSFC	Break Specific Fuel Consumption
BtL	Biomass-to-Liquid
C9 / C9+	Aromatenanteil mit Kohlenstoffkettenlänge > 9 Atome
CAPEX	Capital Expenses, Investitionsausgaben
CFPP	Cold Filter Plugging Point
CI	Cetane Index (Cetan-Zahl)
CO	Kohlenstoffmonoxidemissionen
COV	Coefficient of Variation (Druckschwankungen im Motorlauf)
CP	Cloud Point
DAC	Direct Air Capture
DME	Dimethylether
DtG	Dimethylether-to-Gasoline
DtO	Dimethylether-to-Olefins
E150	Verdampftes Kraftstoffvolumen bei 150°C
FBP	Finaler Siedepunkt (final boiling point)
FT	Fischer-Tropsch
FTS	Fischer-Tropsch-Synthese
HDEV	Hochdruckeinspritzventil
HC	Unverbrannte Kohlenwasserstoffemissionen
HVO	Hydrogenated Vegetable Oil
ICEV-d	Fahrzeug mit Dieselmotor
ICEV-g	Fahrzeug mit Ottomotor
IFKM	Institut für Kolbenmaschinen
IIP	Institut für Industriebetriebslehre und Industrielle Produktion
IKFT	Institut für Katalysatorforschung und -technologie
ITAS	Institut für Technikfolgenabschätzung und Systemanalyse
KBA	Kraftfahrtbundesamt
KIT	Karlsruher Institut für Technologie
KNN	Künstliches Neuronales Netz
LCA	Life Cycle Assessment
LCI	Life Cycle Inventory
LCIA	Life Cycle Impact Assessment
LHV	Lower Heating Value, Unterer Heizwert
MFB50	50% Mass Fraction Burned = Verbrennungsschwerpunkt
MeOH	Methanol
MOZ	Motoroktanzahl
MtG	Methanol-to-Gasoline
MtO	Methanol-to-Olefins
NCC	Needle Closing Control
NOx	Sammelbegriff für Stickoxidemissionen
OPEX	Operational Expenses, Betriebskosten
OPGF	Overall Premium Green Factor (Gesamtkostenfaktor zur Vergütung des Nachhaltigkeitswertes über alle Koppelprodukte)
OtJ	Olefin-to-Jet fuel
PBtL	Power assisted Biomass-to-Liquids



PKW	Personenkraftwagen
PN	Partikelanzahl
PP	Prüfpunkt
PtL	Power-to-Liquid
ROZ	Research Oktanzahl
RPM	Rounds Per Minute (Umdrehungen pro Minute)
SOI	Start of Injection (Einspritzzeitpunkt)
TAL	Transalpine Pipeline
THG	Treibhausgas
WGS	Wassergas-Shift-Reaktion
VL	Volllast
YSI	Yield Sooting Index



1 Management Summary

Das Projekt „Forschungsunterstützte Maßnahmen zur Transformation von Anlagen für klimaneutrale Kraftstoffe (reFuels) in den industriellen Maßstab“ hat den Entwurf einer produktvariablen Kraftstoffsyntheseanlage hinsichtlich der Effekte auf Kraftstoffkosten und mögliche Treibhausgasreduktionen analysiert. Hierzu wurden mit Unterstützung eines beauftragten Entwicklungsdienstleisters die Stoff- und Energieströme der Anlage in zwei unterschiedlichen Aufbau- und Betriebsphasen ermittelt und darauf aufbauend Kosten- und Treibhausgasemissionen berechnet. Die Ergebnisse wurden in einer zweiten Auftragsarbeit mit einer anonymisierten Technologie-Umfrage und Betrachtungen abgeglichen.

Es konnte gezeigt werden, dass eine produktvariable Kraftstoffsynthese auf Basis von Methanol technisch umsetzbar ist. Die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung hat unter den getroffenen Annahmen gezeigt, dass ein über alle Koppelprodukte gleichmäßig verteilter Mehrkostenfaktor von 1,8 nicht unterschritten werden kann. Werden nur einzelne Produkte vertrieben, steigen für diese die Mehrkostenfaktoren bis auf 10 an. Die Ergebnisse der Ökobilanz werden wesentlich vom Treibhausgasfußabdruck des Methanols und der verwendeten Prozessenergien dominiert. Eine potenzielle Berücksichtigung von Gutschriften zu über Nebenprodukte vermiedenen Treibhausgasemissionen ermöglicht sogar trotz des Mehraufwandes der Kerosin-Synthese negative Treibhausgasemissionen der Kraftstoffprodukte.

Die wesentlichen Ergebnisse lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Ergebnisse der technischen Konzeptstudie: Eine produktvariable Kraftstoffsynthese auf Basis von Methanol ist technisch umsetzbar:
 - Der untersuchte zweistufige Aufbau erfolgt zuerst als Methanol-to-Gasoline-Anlage zur Benzinsynthese (MtG), anschließend erfolgt nach einigen Jahren der Umbau (und teilweise Rückbau) zur Methanol-to-Jet-Anlage zur Kerosinsynthese (MtJ)
 - Die Basisannahme der Studie ist ein Methanol-Einsatz von 200.000 t/a. Für die Wirtschaftlichkeitsbewertung wurde eine Bauzeit¹ von 3-4 Jahren und ein Anlagenbetrieb von sechs Jahren für die Benzinsynthese angenommen gefolgt von 20 Jahren Nutzung zur MtG Kerosin-Synthese.
 - Es entstehen in allen Fällen flüssige und gasförmige Nebenprodukte, deren Verwendung zu berücksichtigen ist².
 - Die Investitionskosten eines zweistufigen Aufbaus inklusive von Zuschlägen für Unvorhergesehenes (Schätzungs-kategorie $\pm 50\%$) werden Stand 2025 mit 644 Mio. EUR gegenüber 596 Mio. EUR bei einem einstufigen Aufbau (auf Basis der Erfahrungen der Fa. CAC Engineering) abgeschätzt (+8 %). Bei Berechnung der Investitionskosten auf Basis von Literaturdaten (ca. doppelt gegenüber den Kostenangaben des Anlagenbauers) erhöht sich der Aufschlag auf 18 %.
- Ergebnisse der Wirtschaftlichkeitsbewertung:
 - Die Kosten der Kraftstoffsynthese werden wesentlich durch die Methanolkosten bestimmt.

¹ Inkl. Genehmigungszeiten

² In Phase 1 entstehen Benzin, Gase und Aromaten, während in Phase 2 Kerosin, Benzin und Naphta gebildet werden



- Die Transportkosten des Methanols aus Gunststandorten wie Chile liegen inkl. Schiff und Bahn mit ca. 2 % der Benzinsynthesekosten (MtG-Case) im unteren Bereich.
- Derzeitige Kosten von fossilem Methanol liegen zwischen 380 und 590 €/t Methanol, bei Bio-Methanol, stark marktabhängig, zwischen 400 und 900 €/t und bei strombasiertem Methanol zwischen 1300 und 1500 €/t [1]
- Als Basisfall betrachtet die Studie optimistische 1000 €/t Methanolkosten als Mittelwert. Basierend auf 570-830 €/t fossile Kerosinkosten und der Annahme, dass allen erzeugten Kraftstoffe (Benzin, Diesel, Kerosin) die gleichen Nachhaltigkeits-Mehrkosten zugerechnet werden, ergibt sich ein Mehrkostenfaktor für die erneuerbaren Produkte in Relation zu fossilen Produkten (ein sogenannter Overall Green Premium Factor OGPF) von 2,5.
- Durch eine Investitionsförderung kann der Wert des Mehrkostenfaktors (Overall Green Premium Factor OGPF) auf maximal 2,3 abgesenkt werden.
- Eine Wärmepumpe würde den Wert im Basisfall ebenfalls auf ca. 2,3 absenken – eine zusätzliche Investitionsförderung ließe den Wert eines OGPF von 1,8 erreichen.
- Die betrachtete Technologie für die MtJ Kerosin-Synthese hat noch keinen einer Serienproduktion entsprechenden Technologiereifegrad. Während des Projektes diskutierte Verbesserungen der Energiebilanz durch z.B. den Einsatz von Wärmepumpen zeigen signifikante Optimierungspotenziale. Die Effekte von bis zu 20 % auf die Synthesekosten lassen weitere technologische Verbesserungspotenziale vermuten.
- Die Methanolkosten stellen bei der JetFuel-Synthese 49 % der operativen Kosten (OPEX), weswegen ab einer ca. 80 %-igen OPEX-Förderung Kostenparität (Mehrkostenfaktor OPGF =1) erreicht wird.
- Werden die Mehrkosten alleine dem Kerosin zugeordnet und nicht den Nebenprodukten, müssen die Kerosinprodukte mit dem Faktor 10 beaufschlagt werden.
- Die Preise für die Kostenrechnung konnten durch eine anonyme Umfrage bei Anlagenherstellern und Anlagenbetreibern bestätigt werden.
- Ergebnisse der Ökobilanz:
 - Die Ökobilanz (LCA) als auch die ökologische Betrachtung nach der Erneuerbare Energien Richtlinie (RED) erlauben differenzierte Aussagen in Abhängigkeit des Betrachtungsrahmen und der Behandlung von Gutschriften zu über Nebenprodukte vermiedenen Treibhausgasemissionen.
 - Werden diese Anrechnungen vollständig dem Zielprodukt JetFuel zugerechnet, wird dieses Treibhausgas-negativ.
 - Die in der RED geforderte Treibhausgasreduktion von > 70 % ist im Basisfall (Methanolsynthese mit Direct Air Capture (DAC) als CO₂-Quelle in Chile bei Elektrolyse über Wind-Strom) erreichbar.



- Werden die vermiedenen Treibhausgasemissionen der Nebenprodukte (fossile Referenz) in den Betrachtungsrahmen der Ökobilanz hineingenommen, zeigt sich eine Treibhausgasersparnis.
- Der Mehraufwand der MtG Kerosin-Synthese bedingt eine deutlich höhere Treibhausgasemission in der Synthese, die von dem Dampfbedarf des hier untersuchten Prozesses dominiert wird. Die Wärmepumpe reduziert die Treibhausgas-Emission der MtG Kerosin-Synthese von ca. 94 g/MJ auf ca. 30 g/MJ.
- Der konstruktive Mehraufwand für das zweistufige Verfahrenskonzept schlägt sich nur unwesentlich (<1 %) auf die kumulierten THG-Emissionen über die gesamte Betriebszeit der Anlage.
- Für die Baseline-Szenarien ergeben sich transportbedingte THG-Emissionen von 402 kg CO_{2eq} / t Benzin (MtG) und 578 kg CO_{2eq} / t Kerosin (MtJ) aus. Für MtG-Baseline sind das 19 % (3% im Spanien-Case) der THG-Emissionen und für den MtJ-Baseline Case sind es 6 %.





2 Problemstellung und Stand der Technik

Die in den zu erneuerbare Energien Richtlinie bei gehörigen delegierten Rechtsakte Schranken mögliche Business Case für Elektrolyse basierte Prozesse zur Synthese von reFuels in den meisten deutschen stark ein. Damit liegt der Fokus für mögliche Demonstrationsanlagen auf der Nutzung von Methanol als Zwischenprodukt Basis synthetisierte reFuels. Während die Direktsynthese von Benzin aus Methanol (Methanol-to-Gasoline MtG) eine etablierte Technologie ist, befindet sich die Synthese von Jet Fuel auf Basis erneuerbarem Methanol (Methanol-to-Jet MtJ) als Technologie noch auf niedrigerem Reifegrad. Zudem gibt es für auf diesem Wege synthetisiertes Kerosin noch keine abgeschlossene formale Freigabe nach ASTM, die wiederum notwendig ist, damit der Kraftstoff (auch als 50% Beimischung) eingesetzt werden darf.

Ein mögliches Geschäftsmodell für eine Methanol-to-Jet Anlage leidet damit sowohl unter den hohen Investitions- Aufwendungen, als auch der Unsicherheit, der noch nicht final erfolgten Kraftstofffreigabe. Dass in diesem Forschungsvorhaben analysierte Konzept untersucht die Frage, ob eine in zwei Phasen geteilte Investitionen in eine Produkt-variable Anlage eine Alternative darstellt. Eine derartige Produkt-variable Anlage soll in der ersten Phase auf die Benzinproduktion (MtG) ausgelegt werden, um dann in einer zweiten Phase in eine Kerosinproduktion umgebaut zu werden.

Die mit diesem Ansatz verbundene Fragestellung ist, ob sich durch eine gestufte Investition in eine Produkt-variable Syntheseanlage der Business Case verbessern lässt und ab wann er positiv wird.

3 Struktur des Projektes

Das Projekt bewertet diesen Aufbau und Betrieb einer produktvariablen Syntheseanlage in zwei Phasen anhand eines realistischen Entwurfskonzeptes im Status „Basic Engineering“ sowohl finanziell als auch hinsichtlich seiner Treibhausgaswirkungen. Hierzu wurde ein Unterauftrag an einen Engineering Dienstleister vergeben, mit dem Ziel, eine entsprechende Anlage Auszulegen und die mit den entsprechenden Technologien verbundenen Stoff Energieströme zu berechnen. Dessen Ergebnisse dienen sowohl als Basis der technoökonomischen Analyse (Techno-economic assessment TEA) als auch der Ökobilanz (Life Cycle Assessment LCA).

Um diese Ergebnisse einordnen zu können, wurden

- a) Das Konzept um Auslegungen zur notwendigen Infrastruktur
- b) Eine prozesstechnische Simulation auf Basis verfahrenstechnischer Grundlagen
- c) Eine reale Synthese gemäß den veranlagten Konzepten inkl. Test der synthetisierten Kraftstoffe
- d) Eine Umfrage bei Technologieanbietern zur Einordnung der Ergebnisse

ergänzt.

Das Gesamtprojekt ist inhaltlich in drei Arbeitspakete gegliedert



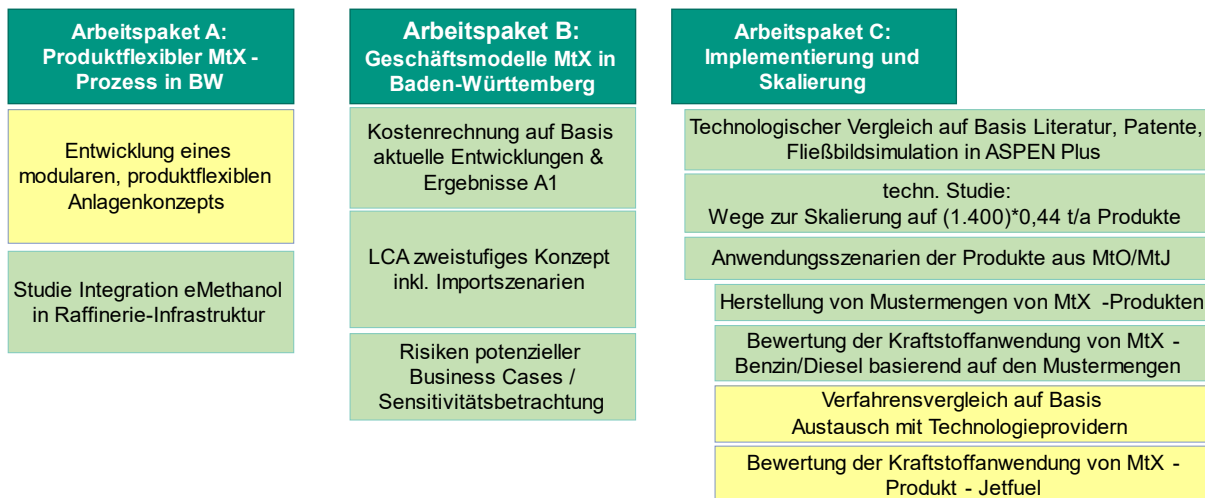


Abbildung 3.1: Abbildung Struktur des Projektes. 1: Organisations-Struktur des Projektes

Die Gliederung dieser Arbeitspakete diente der zeitlichen Koordination und der Weitergabe der Daten als Basis der fortführenden Arbeitspakete. Die Darstellung der Ergebnisse in diesem Ergebnisbericht folgt dieser Gliederung, wobei sowohl das Gesamtergebnis die Ergebnisse nebeneinander bewertet als auch bei den Einzelergebnissen jeweils Quervergleiche zwischen den Ansätzen gezogen werden.

Zusammenfassend wurde folgende Herangehensweise verfolgt:

- Berechnung der Energie- & Stoffströme und Investitionen durch Engineering-Dienstleister
- Berechnung der Kosten und Umwelteffekte auf Literaturbasis durch KIT
- Prozess-Simulation durch KIT zum Abgleich
- Anonymisierte Befragung von möglichen Anlagenanbietern

Anschließend wurden alle Einzelergebnisse zusammengeführt und verglichen:

- Abgleich der Annahmen und Vergleich der Kosten
- Abgleich mit Erfahrungen der MiRO

4 Arbeitspaket A: Produktflexibler MtX-Prozess in BW

Den Betrachtungen im Vorhaben liegt ein modulares technisches Anlagenkonzept zugrunde, nach dem am beispielhaften Standort der Mineralölraffinerie Oberrhein (MiRO) zunächst eine Methanol-to-Gasoline (MtG) Anlage errichtet wird (Phase 1). Das so erzeugte Benzin passt gut in das derzeitige Produktportfolio der MiRO, die Technologie dazu ist Stand der Technik. Es folgt eine spätere Umstellung von Benzin auf Jetfuel als Hauptprodukt über die Zwischenstufe der Olefinsynthese, sobald diese Technologie die notwendige technologische Reife erreicht hat (Phase 2).

4.1 Arbeitspaket A1: Optimierung des modularen, flexiblen Anlagen-konzeptes mit Blick auf den regulatorischen Rahmen und Ausschreibungs-Randbedingungen

Das technologische Konzept und die dazu gehörigen Grundlagen wurden im Unterauftrag durch CAC Engineering in Chemnitz durchgeführt. Die Ergebnisse der unter dem Akronym NeoMetha laufende Studie werden im Vorhaben für Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen und die Ermittlung des CO₂-Footprints sowie der weiteren Projektentwicklung im Hinblick auf den Bau einer Demonstrationsanlage genutzt.

Für den Ablauf des Anlagenbaus und -betriebs wurde der in Abb. 2 dargestellte Zeitrahmen angenommen.

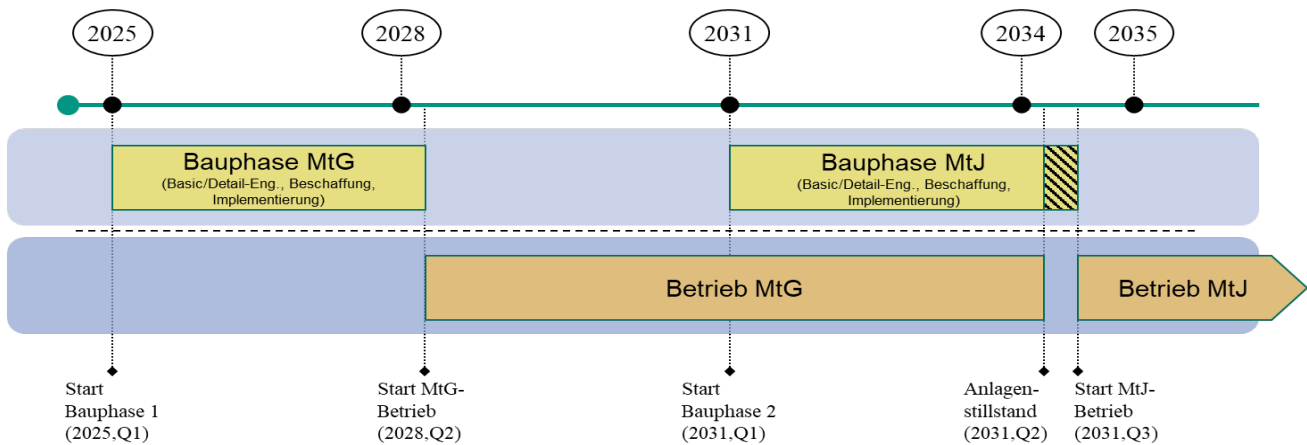


Abbildung 4.1: Zeitlicher Ablauf des Modulare Anlagenkonzepts mit den Ausbaustufen MtG (Phase 1), und MtJ (Phase 2).

Das in der NeoMetha-Studie erarbeitete Konzept eines neuartigen, flexiblen Anlagenkonzept auf dem Weg von einer Methanol-to-Gasoline zu einer Methanol-to-Jet (MtJ) Anlage beruht auf einer angepassten, proprietären Technologie der CAC Engineering GmbH für Methanol-to-Gasoline (MtG) sowie Methanol-to-Olefin (MtO) und deren Umsetzung zu synthetischen Kraftstoffen – vornehmlich Kerosin, Benzin, Diesel und Flüssiggas. Die wissenschaftliche Begleitung der Studie erfolgte durch das Karlsruher Institut für Technologie (KIT). Die jährliche Verarbeitungskapazität beträgt ca. 200.000 t Methanol bei einer Volllaststundenzahl von 8.400 h. Bei der Produktion von synthetischem Benzin bzw. Kerosin aus Methanol werden neben den Hauptproduktfraktionen noch weitere Kraftstoffe erzeugt, welche in die Raffinerieperipherie eingebunden werden müssen. Hierzu war MiRO in das Vorhaben eingebunden. Zur Herstellung der synthetischen Kraftstoffe wird erneuerbares Methanol als Edukt eingesetzt, welches biogenen Ursprungs oder zukünftig als eMethanol auch strombasiert sein sollte, um den CO₂-Footprint der synthetisch erzeugten Kraftstoffe im Vergleich zu konventionellen Produkten deutlich zu reduzieren. Für das Hydrofinishing der Kerosinfraktion sind zudem ca. 1850 t an Wasserstoff jährlich notwendig, welche aus der zukünftig in der Nähe endenden Wasserstoffpipeline bezogen werden sollen.

Die Gemeinsamkeit der beiden Ausbaustufen besteht im ersten Schritt der Methanolumwandlung (MtF-Synthese) im MtJ-Prozess zu Olefinen (MtO) bzw. im MtG-Prozess zu längererkettigen Kohlenwasserstoffen. Die Reaktionsbedingungen sind im MtO-Prozess durch höhere Temperaturen und kürzere Verweilzeiten gekennzeichnet. Beide Prozesse erfordern eine periodische Regenerierung des Katalysators durch kontrollierten Abbrand akkumulierten Kokes. Beide Reaktionen finden in proprietären Salzschnmelze-gekühlten Rohrreaktoren statt. Ein entsprechendes Design der Reaktionsbedingungen und Reaktoren ermöglicht eine Weiterverwendung der MtG-Reaktoren für den MtO-Reaktionsschritt. Dieses erfolgte so, dass der Anteil flüssiger Produkte und Nebenprodukte maximiert und gleichzeitig die Zahl der in Phase 2 nicht mehr genutzten Anlagenteile zu

minimieren. Daher wurde in Phase 1 auch auf ein Hydrocracking des Schwerbenzins zu Produktbenzin und gasförmigem Nebenprodukt verzichtet. Wie andere Nebenprodukte auch ist dessen Weiterverarbeitung in der Raffinerie vorgesehen. Bei einer Greenfield-Anlage wäre eine hydrierende Aufarbeitung vorzusehen, die dann möglichst für das Hydrofinishing in Phase 2 nutzbar wäre. Die jeweilige Produktverteilung findet sich in Tabelle 1.

Der MtG-Prozess und das zugehörige Produkt der CAC sind bereits nach REACH zertifiziert. Eine direkte Verwendung des Benzins als Drop-in-Kraftstoff ist problemlos möglich (5-10% Additiv erforderlich, um die Oktanzahl ROZ in den gewünschten Bereich zu bringen). Die MtJ-Route und das produzierte Kerosin sind derzeit noch nicht gemäß ASTM zertifiziert, was jedoch eine unabdingbare Voraussetzung für die Markteinführung ist. Dieser Prozess wird aktuell in parallelen Vorhaben vorangetrieben.

Die zugehörige technische Dokumentation diene als Grundlage für eine +/-50 %-Kostenschätzung, welche durch CAC erstellt wurde. Investitionskosten für die Phase 1 (MtG) wurden mit ca. 142 Mio. EUR berechnet, zuzüglich 33 Mio. EUR für Unvorhergesehenes, Lizenzkosten, Mark-Ups, Risiken sowie Preissteigerungen. Für die Investitionskosten in Phase 2 (MtJ) wurden ca. 327 Mio. EUR zuzüglich 75 Mio. EUR ermittelt. Die Investitionskosten für die Gesamtanlage berechnen sich dann zu ca. 471 Mio. Euro zuzüglich 108 Mio. Euro plus weitere 69 Mio. Euro Unvorhergesehenes, Um-/ Rückbaukosten, Lizenzkosten, Mark-Ups, Risiken sowie Preissteigerungen (Schätzungsgenauigkeit +/- 50%), in der Summe rund 648 Mio. EUR.

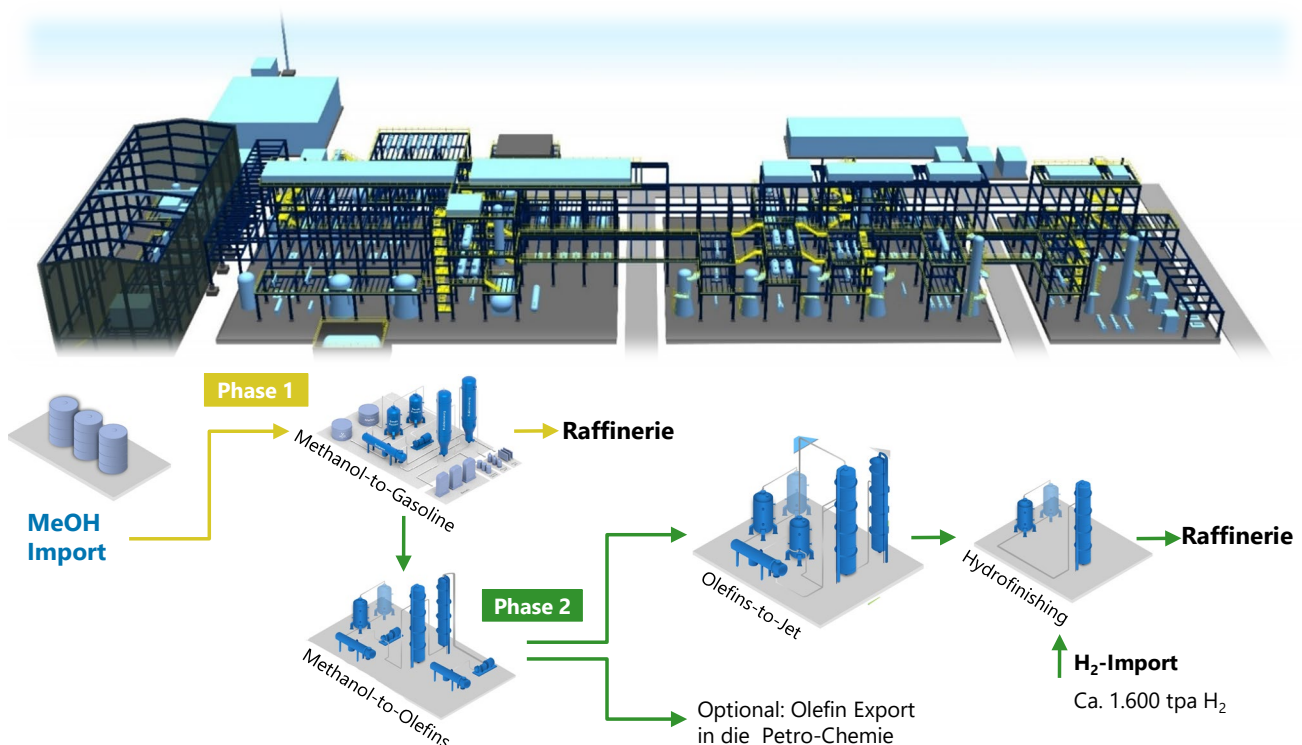


Abbildung 4.2: Schema des zweistufigen produktvariablen Anlagen-Konzepts

Der Rückbau des Reaktors zur Benzinsynthese der MtG-Anlage hat sich als kostengünstiger erwiesen, als eine vorherige Auslegung auf die Kerosinsynthese. Der Rückbau ermöglicht aber die weitere Nutzung der Infrastruktur.



Tabelle 1: Massenbilanz der Umsetzung von Methanol im MtG- bzw. MtJ-Betriebsmodus.

Einsatzstoff	t/a	Produkte	t/a	Fractionen	t/a
Methanol im MtG-Modus	200.760	Kohlenwasserstoffe	86.184	Benzin	60.564
				Schwerbenzin	11.004
				C ₃ /C ₄ -Fraktion	4.536
				ND-Heizgas	10.080
		Wasser	114.324	Summe	86.184
Methanol im MtJ-Modus	200.760	Kohlenwasserstoffe	88.452	Kerosin	42.168
				Naphtha	7.308
Wasserstoff	1848			Paraff. Benzin	7.308
				Dieselfraktion	25.872
				C ₃ /C ₄ -Schnitt	3.864
				ND-Heizgas	1.932
		Wasser	112.644	Summe	88.452

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass der Bau einer MtJ-Anlage in zwei Ausbaustufen über einen MtG-Prozess aufgrund der vorzusehenden Flexibilität und der zeitlichen aufeinander folgenden Ausführung in zwei Planungs- und Bauphasen mit Kompromissen und erhöhten Kosten verbunden ist. Beispielsweise müssen in Phase 1 gesamtheitliche Betrachtungen zu relevanten Nebenanlagen bereits in Phase 2 getroffen und auch Rückbau-/ Umbaumaßnahmen vorgesehen werden.

Neben den Synergie- bzw. Optimierungspunkten zwischen den beiden Prozessanlagen ist die Integration in die Raffinerie einzubeziehen. Beide Anlagen haben Wärmequellen und Wärmesenken, die ggf. durch passende Prozessströme aus der Raffinerie bedient oder genutzt werden können. Technische und wirtschaftliche Optimierungen, z.B. bzgl. Energieverbrauch, Wärmeintegration, prozessinterne Nutzung von Nebenprodukten wie bspw. Heizgas, wurden nach Vorliegen der ersten Ergebnisse im Detail untersucht und erste Optimierungsansätze gefunden. Insbesondere für den MtJ-Betrieb stellt sich im Rahmen erster Betrachtungen dazu heraus, dass eine Minimierung des Energiebedarfs durch entsprechende Integrations- und Optimierungsmaßnahmen z.B. unter Einsatz von Industrierärmepumpen möglich ist.

4.2 Arbeitspaket A2: Analyse der Integration einer e-Methanol- und Produkt-Logistik in eine Raffinerie-Infrastruktur und Anpassung der Prozess-Modelle

Methanol stellt eine wichtige Plattformchemikalie bei der Herstellung von synthetischen Kraftstoffen dar [2]. Heute wird Methanol aus Synthesegas, also Mischungen von CO bzw. CO₂ und Wasserstoff, überwiegend aus fossilen Rohstoffen hergestellt. Eine Herstellung basierend auf erneuerbaren Quellen ist jedoch ebenso möglich. Dabei können biobasierte Ressourcen, beispielsweise durch Pyrolyse und Vergasung von Biomasse eingesetzt werden. Auch eine direkte Umsetzung von CO₂ mit Wasserstoff ist möglich, die Gewinnung der Ausgangsstoffe kann dabei auf erneuerbare Energien z.B. durch Elektrolyse von Wasser und Direct-Air-Capture (DAC)-Technologien basiert sein. Anlagen für die Umwandlung von CO₂ zu erneuerbarem Methanol über diesen Pfad sind bereits heute von dem Anbieter Carbon Recycling International kommerziell verfügbar, die kumulative jährliche Methanolproduktion der bislang realisierten Anlagen liegt bei 214.000 t [3]. In Leuna entsteht im Rahmen des Projekts Leuna100 aktuell die erste integrierte Pilotanlage zur strombasierten



Erzeugung von erneuerbarem Methanol, wobei die gesamte Prozesskette dargestellt wird. Ein besonderes Augenmerk liegt auf der von der C₁ Green Chemicals AG entwickelten homogen katalysierten Methanolsynthese sowie der Lastflexibilität des Gesamtverfahren [4].

Einige wichtige Stoffeigenschaften von Methanol sind in Tabelle 2 aufgelistet.

Tabelle 2: Übersicht über relevante Stoffeigenschaften von Methanol

Parameter	
Summenformel	CH ₃ OH
Kohlenstoffgehalt (Ma.%)	37.49
Dichte (kg/m ³)	794.6
Siedetemperatur (°C)	64.5
Heizwert (MJ/kg)	19.9
Flammpunkt (°C)	9.7
Zündtemperatur (°C)	464
Explosionsgrenzen (Vol.% in Luft)	6 - 36

Methanol und seine Folgeprodukte werden in vielfältiger Weise in der chemischen Industrie eingesetzt, was sich in der hohen weltweiten Produktionsmenge von ca. 100 Mio.t/a widerspiegelt. Insbesondere in der Kunststoffindustrie werden methanolbasierte Chemikalien wie zum Beispiel Formaldehyd sowie Methylmethacrylat in großem Umfang eingesetzt. In China werden durch das Methanol-to-Olefins-Verfahren (MtO) Ethylen und Propylen aus Methanol gewonnen. Im Hinblick auf Kraftstoffanwendungen kann Methanol selbst direkt als Ottokraftstoff oder als Kraftstoff-Komponente verwendet werden, eine Option die im Zuge der Erdölverknappung der 1970er Jahre bereits umfassend untersucht wurde. Die zulässige Beimischung von Methanol ist durch die EN 228 aber derzeit auf 3 Ma. % limitiert. Ebenso gibt es bereits etablierte Verfahren zur Erzeugung von Kraftstoffen und Kraftstoffadditiven in denen Methanol eingesetzt wird, darunter die Herstellung von Methyl-tert-butylether (MTBE) und die Synthese von Biodiesel in Form von FAME in Verbindung mit pflanzlichen Ölen. MtG sowie MtO in Verbindung mit Olefin-Oligomerisierung stellen ebenfalls bereits verfügbare Technologien zur Erzeugung von synthetischem Kraftstoff auf Basis von Methanol dar [5].

Verfahren zur Erzeugung von synthetischen Kraftstoffen über grünes Methanol sind aktuell Gegenstand intensiver Forschungsarbeiten und stehen bereits kurz vor der Kommerzialisierung. Als Beispiel ist hier die Haru Oni-Pilotanlage zu nennen, welche eine Jahresproduktion von ca. 100 t/a e-Fuel auf Basis von Windenergie ermöglicht [6].

Im Kontext einer großskaligen Methanolwirtschaft ist eine sicherheitstechnische Evaluation der stoffbedingten und durch die notwendige Logistik verursachten Gefahren unabdingbar, um frühzeitig potentielle Risiken zu identifizieren.

Methanol (EC Nummer: 200-659.6, CAS Nummer: 67-56-7) ist eine klare, farblose und leicht flüchtige Substanz und wird von der European Chemicals Agency (ECHA) als akut giftig bei Kontakt mit der Haut, Inhalation oder Verschlucken unter Kategorie 3 (H301, H311 und H331) eingestuft. Darüber hinaus wirkt es organschädigend (H370) und ist aufgrund des niedrigen Flammpunkts von 9.7 °C leicht entflammbar (H225) [7]. Die giftige Wirkung von Methanol gegenüber dem menschlichen Organismus wird durch die Abbauprodukte Formaldehyd und Ameisensäure verursacht. Dabei verursacht die Ameisensäure nach einer häufig symptomlos verlaufenden Zeitspanne von 12 - 24 Stunden eine metabolische Azidose. Folgen einer leichten



Methanolvergiftung können Kopfschmerzen, Schwächegefühl, Übelkeit, Erbrechen und Schwindel sein. Schwerere Fälle ziehen eine Schädigung der Nerven, insbesondere des Sehnervs nach sich, wobei es zu irreversiblen Schäden bis zur Erblindung kommen kann. In extremen Fällen kann es zu einer Atemlähmung mit tödlichen Folgen kommen. Solch schwere Fälle treten allerdings insbesondere bei versehentlichem Verschlucken größerer Mengen auf, was bei sachgemäßem Umgang als eher unwahrscheinlich einzustufen ist [8–11].

Ein weiterer wichtiger Aspekt bezüglich einer großskaligen, globalen Methanolwirtschaft ist das Risiko eines Austretens großer Mengen von Methanol in die Umwelt z.B. bei Havarie eines Chemietankers beim Transport vom Erzeugungsort nach Deutschland. Gegenüber Wasserorganismen ist Methanol zwar in hohen Dosen als akut toxisch eingestuft, allerdings ist es gemäß 1272/2008/EG als nicht gewässergefährdend klassifiziert. Dies ist auch mit dem geringen Bioakkumulationspotenzial aufgrund des schnellen Abbaus von Methanol in der Umwelt zu begründen (vgl. Tabelle 3). Aufgrund der sehr guten Wasserlöslichkeit von Methanol kann im Fall eines Austritts in Meerwasser außerdem von einem sehr schnellen Verdünnungseffekt ausgegangen werden, wodurch sich das Risiko schwerer Auswirkungen auf das Ökosystem weiter reduziert [10].

Tabelle 3: Daten zur Toxizität und Abbaubarkeit von Methanol

Akute Toxizität

Parameter	Wert	Details Exposition	Spezies	Quelle
LC ₅₀	64.000 ppm	inhalativ: Dampf 4 h	Ratte	[20]
LC ₅₀	22.500 ppm	inhalativ: Dampf 8 h	Ratte	[20]
LD ₅₀	6.200 mg/kg	oral	Ratte	[20]
LD ₅₀	15.840 mg/kg	dermal	Kaninchen	[20]

(Akute) aquatische Toxizität

Parameter	Wert	Details Exposition	Spezies	Quelle
LC ₅₀	15.400 mg/l	96 h	Fisch	[15]
EC ₅₀	22.000 mg/l	96 h	Alge	[15]

Abbaubarkeit

Prozess	Halbwertszeit	Umgebung	Quelle
biologisch	1.0 - 3.2 d	Erdboden	[16]
biologisch	0.4 d	Wasser	[16]
photochemisch	17 d	Atmosphäre	[16]

Da Methanol bereits heute in der chemischen Industrie großtechnisch verwendet wird sind bereits entsprechende Vorschriften sowie technische Maßnahmen zum sicheren Umgang entwickelt worden [10, 12]. Im Hinblick auf die menschliche Gesundheit gibt es Vorschriften zur Expositionskontrolle, wie zum Beispiel in Bezug auf die Belüftung von Lagerungs- und Umgangsstätten sowie Messgeräte und -methoden, um die Einhaltung der entsprechenden Grenzen zu überwachen. Für den Umgang gibt es darüber hinaus Vorschriften zu angemessener Schutzausrüstung und es sind Erfahrungswerte zur Eignung bzw. Resistenz verschiedener Materialien vorhanden. Ebenfalls sind bereits Analysen zu Expositionsszenarien in verschiedensten Anwendungen verfügbar [13].

Ein besonderes Augenmerk ist dem Brandschutz zu widmen, da Methanol aufgrund der hohen Entzündlichkeit insbesondere bei unkontrolliertem Austritt in die Umwelt ein erhebliches Brandrisiko darstellen kann. Der hohe Dampfdruck sowie die weiten Explosionsgrenzen von 6 – 36 Vol.% in Luft haben zur Folge, dass Methanol deutlich entzündlicher ist als beispielsweise Benzin oder Diesel. Aufgrund der geringen Strahlungswärme reduziert sich allerdings das Risiko eines Ausbreitens von Bränden gegenüber konventionellen Kraftstoffen [11].

Der Flammpunkt von 9.7 °C bedeutet, dass sich in Lagerbehältern bereits bei normalen Lagertemperaturen ein entzündliches Gasmisch bilden kann. Methanoldämpfe sind dabei etwas schwerer als Luft und können sich in Senken sammeln. Da sie jedoch dazu neigen Luftbewegungen zu folgen, dispergieren sie in der Umwelt schnell [14, 15]. Zur Vermeidung von Bränden ist es wichtig, die Bildung explosionsfähiger Gemische zu verhindern. Dazu kann zunächst die Bildung von Methanoldampf durch Verwendung eines Lagertanks mit internem Schwimmdach reduziert werden, außerdem sollte ein Aufheizen des Tanks z.B. durch Sonneneinstrahlung vermieden werden. Belüftungsöffnungen der Lagerbehälter müssen außerdem mit Flammensperren ausgerüstet sein, sofern keine Überlagerung mit inerter Atmosphäre stattfindet. Insbesondere für Methanol Tankschiffe und große Lagertanks sollten außerdem Leckagedetektionssysteme verwendet werden, die bei Austritt von Methanoldämpfen Alarm schlagen. Ebenso sollten Feuerdetektionssysteme sowie für den Ernstfall geeignete Löschmittel wie alkoholresistente Schäume vorgehalten werden [10]. Aufgrund der guten Mischbarkeit von Methanol mit Wasser lassen sich Methanolbrände allerdings auch leicht mit Wasser löschen [11]. Methanol brennt mit blasser Flamme, weswegen bei Löschmaßnahmen besondere Vorsicht geboten ist und technische Hilfsmittel wie beispielsweise Wärmekameras notwendig sind [16].

Als Zwischenfazit lässt sich schlussfolgern, dass das Gefahrenpotential von Methanol gegenüber dem Menschen sowie der Umwelt bei sachgemäßem Umgang und Anwendung aller notwendigen Sicherheitsmaßnahmen beherrschbar ist. Insbesondere im Vergleich zu anderen alternativen synthetischen Energieträgern wie Wasserstoff oder Ammoniak stellt Methanol eine relativ risikoarme Option dar, da bereits Erfahrungen und Vorschriften für den sicheren Umgang existieren und das Umweltgefährdungspotenzial gering ist [17, 18]. Da das Gefährdungspotenzial je nach betrachtetem Szenario abweicht müssen je nach Anwendungsfall angepasste Vorsichtsmaßnahmen getroffen werden. Diese werden insbesondere für die zur Verfügung stehenden Transportoptionen in den nachfolgenden Kapiteln diskutiert.

Die Betrachtung der Methanollogistik entlang der Lieferkette ist untergliedert in folgende Abschnitte: Die Produktion des Methanols auf Basis von erneuerbarer Energie in einer globalen Klimagunstregeion, der globale Transport vom Standort der Herstellung zu einem See- / Ölhafen in Europa, der innereuropäische Transport bis zur MiRO sowie die Integration innerhalb des MiRO Raffineriestandorts (vgl. Abbildung 4.3).



Abbildung 4.3: Betrachtete Abschnitte der Logistik für die Bereitstellung von grünem Methanol

Neben der grundsätzlichen Frage wie diese Abschnitte zu gestalten sind muss entlang der gesamten Logistikkette eine Betrachtung der ökonomischen, ökologischen sowie sicherheitstechnischen Aspekte erfolgen, um eine fundierte Einschätzung vornehmen zu können.

4.2.1 Standort der Methanolherstellung

Die Erzeugung von Methanol erfolgt aus Synthesegas, welches sich aus Wasserstoff (H_2), Kohlenmonoxid (CO) und Kohlendioxid (CO_2) zusammensetzt. Es handelt sich um ein ausgereiftes und großtechnisch verwendetes Verfahren, welches heutzutage überwiegend auf dem Einsatz von Erdgas und Kohle basiert. Soll die Herstellung ausschließlich auf Basis erneuerbarer Ressourcen erfolgen, wird biomassestämmiges oder durch Direct Air Capture (DAC) aus der Atmosphäre abgeschiedenes CO_2 sowie Wasserstoff aus Elektrolyseanlagen verwendet. In dem in dieser Studie betrachteten Szenario wird von einer Gewinnung des Synthesegases und anschließenden Umwandlung zu Methanol am selben Ort ohne Transport der Zwischenprodukte ausgegangen, da dies das wirtschaftlich günstigste Szenario darstellt [19]. Die elektrische Energie zum Betrieb der Elektrolyse- bzw. DAC-Anlage muss hierbei ebenfalls regenerativen Ursprungs sein. Aufgrund des hohen Energiebedarfs dieser Anlagen ist die zuverlässige Versorgung mit einer ausreichend großen Menge an günstiger, erneuerbar erzeugter Energie eine essentielle Voraussetzung für eine Methanolanlage die in ihrem Produktionsvolumen zur Versorgung einer großtechnischen Kraftstoffsynthese imstande sein soll.

Während Wasserkraft, Geothermie und Bioenergie in der Lage sind, sehr zuverlässig elektrische Energie mit hohen jährlichen Betriebsstunden zur Verfügung zu stellen, ist ihre Kapazität begrenzt und die Verfügbarkeit von den lokalen Gegebenheiten abhängig. Wind- und Solarenergie dagegen gehören zu den fluktuierenden Energiequellen, sind in großen Mengen verfügbar und gehören zu den wirtschaftlichsten Methoden zur Energieerzeugung. Um eine zuverlässige Versorgung sicherzustellen und Fluktuationen auszugleichen sollten daher mehrere verschiedene Technologien kombiniert bzw. der Einsatz von Energiespeichern in Betracht gezogen werden. Global betrachtet gibt es Regionen, die sich aufgrund eines besonders großen Potential an Wind- und Solarenergie optimal für die Herstellung von grünem Methanol eignen (vgl. Abbildung 4.4) [20].

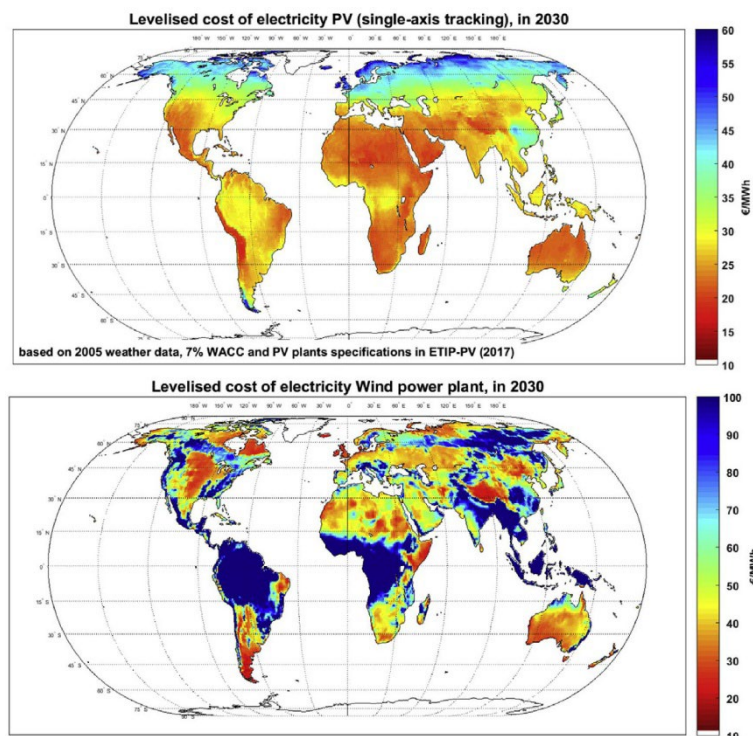


Abbildung 4.4: Globale Verteilung von Gunststandorten zur Erzeugung erneuerbarer Energie auf Basis von Photovoltaik und Windkraft. Darstellung der Energiekosten im Betrachtungsjahr 2030 [20].

Neben den Kosten zur Bereitstellung erneuerbarer Energie sollten weitere Faktoren bei der Standortauswahl berücksichtigt werden, darunter Küstennähe für eine einfache Anbindung an die globale Logistik, die verfügbare Fläche (insbesondere bei der Nutzung von Photovoltaikanlagen) und die vorhandene Infrastruktur.

Zu den geeigneten Standorten für die Erzeugung von erneuerbarem Methanol werden in den zur Verfügung stehenden Studien insbesondere Südamerika, Australien und Länder der MENA Region gezählt (vgl. Abbildung 4.4) [19–24].



Abbildung 4.5: Auswahl geeigneter Standorte zur Erzeugung erneuerbaren Methanols auf Basis von Literaturstudien. Quelle Hintergrundkarte: OpenStreetMap

Die Herstellkosten von erneuerbarem Methanol werden in der Literatur sehr unterschiedlich bewertet, insbesondere mit Blick auf die Zukunft. Ursächlich hierfür ist die Vielzahl der zu berücksichtigenden Faktoren, darunter die verschiedenen zur Auswahl stehenden Technologien, und Standorte, aber auch politische Entwicklungen und technologische Fortschritte, welche nicht einfach abzuschätzen sind. Ein Überblick über in der Literatur genannte Schätzungen ist in Abbildung 4.5 dargestellt [21, 23], [25–36]. Ebenfalls eingezeichnet ist der Mittelwert für die Dekaden von 2020 bis 2050, um den Trend der Prognosen abzubilden.

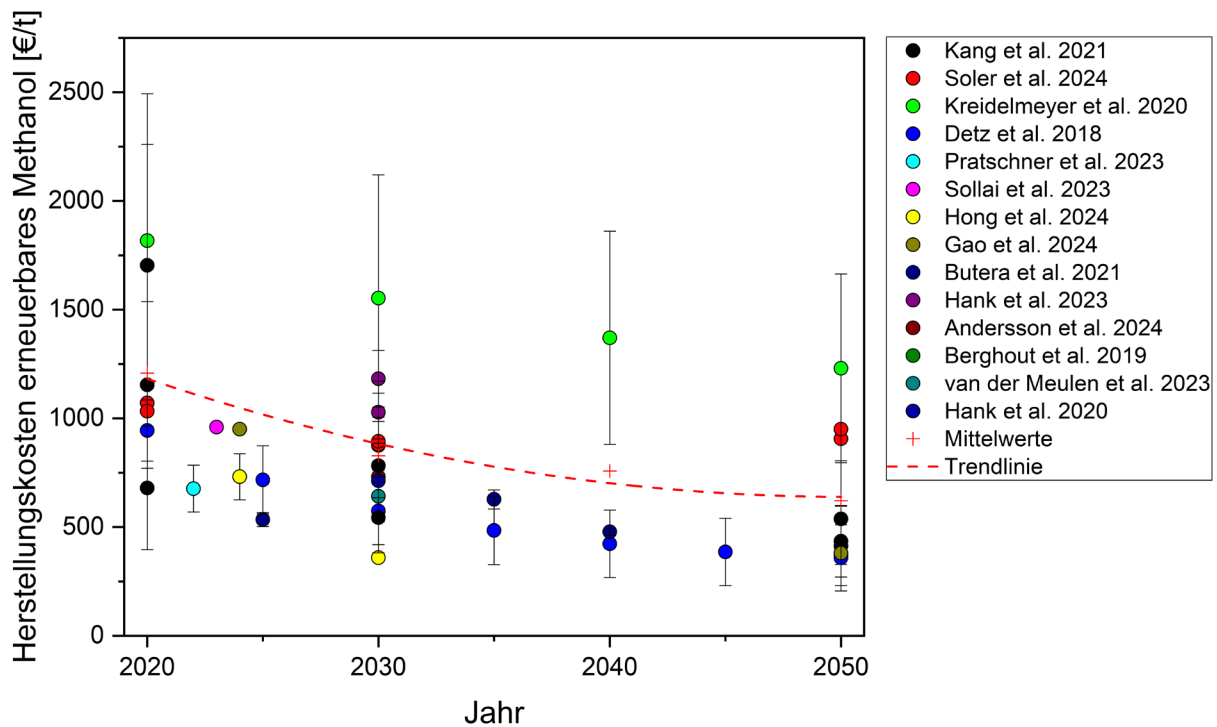


Abbildung 4.6: Abschätzungen und Prognosen der Herstellungskosten für erneuerbares Methanol [21, 23], [25–36].

Während die einzelnen Werte für die verschiedenen Studien je nach Randbedingungen und Szenario weit auseinander liegen lässt sich doch ein allgemeiner Trend hin zu fallenden Kosten für die kommenden Jahrzehnte ableiten. Ein großer Kostenfaktor ist die zur Gewinnung von CO₂ verwendete Technologie. Hohe Produktionskosten resultieren in der Regel aus DAC als CO₂ Quelle, während niedrigere Produktionskosten mit biogenem CO₂ erreicht werden. Eine gängige Abschätzung in der Literatur für den zukünftigen Herstellpreis unter günstigen Randbedingungen ist eine allmähliche Angleichung der Kosten für erneuerbares Methanol an das obere Ende der aktuellen Kosten für fossiles Methanol, insbesondere unter Berücksichtigung von steigenden Kosten für fossiles Methanol aufgrund von CO₂-Zertifikaten. [17, 26]

Um die Einhaltung der Anforderungen der Renewable Energy Directive III (RED III) gegenüber erneuerbaren Kraftstoffen nichtbiologischen Ursprungs (RFNBO) überwachen zu können, ist es unerlässlich, die Treibhausgasemissionen entlang der gesamten Prozesskette nachvollziehen zu können. Die durch die Produktion von Methanol verursachten Emissionen in Abhängigkeit des Feedstocks sind in Abbildung 4.7 dargestellt [33]. Neben erneuerbarem, also Biomasse- und strombasiertem Methanol ist als Referenz ebenfalls der CO₂-Fußabdruck von auf Basis fossiler Ressourcen hergestelltem Methanol gezeigt.

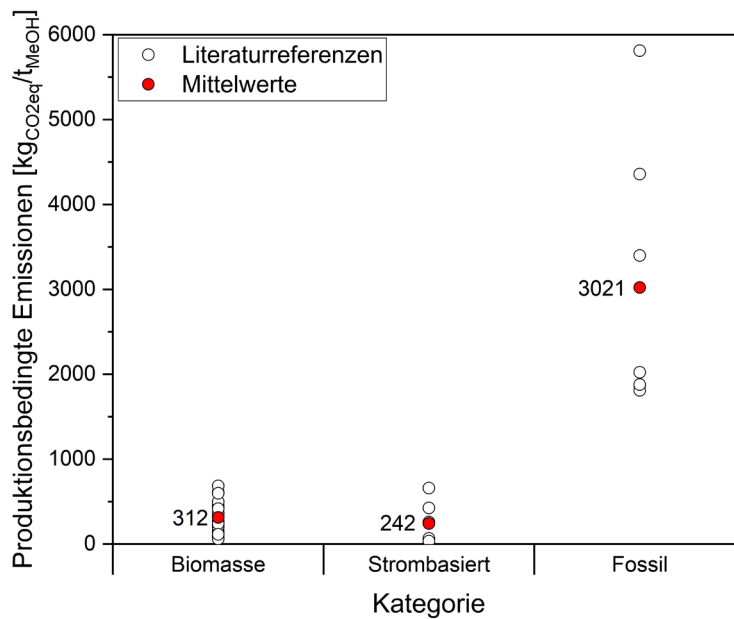


Abbildung 4.7: CO₂-Fußabdruck von Methanol produziert auf Basis von Biomasse, Strom oder fossilen Ressourcen [33]

Wie der Abbildung zu entnehmen ist, liegen biomasse- und strombasiertes Methanol mit Mittelwerten von 312 bzw. 242 kg_{CO₂eq}/t_{MeOH} in einem ähnlichen Bereich. Die breite Streuung der Werte insbesondere für fossiles Methanol ist dabei auf unterschiedliche Rahmenbedingungen insbesondere bezüglich des Feedstocks (z.B. Gas/Kohle) zurückzuführen. Gegenüber fossilem Methanol können für erneuerbares Methanol damit bis zu 90% der Treibhausgasemissionen eingespart werden.

4.2.2 Globaler Transport zu See- / Ölhafen in Europa

Der Transport von erneuerbarem Methanol vom Standort der Herstellung nach Deutschland kann grundsätzlich ähnlich zu fossilen Energieträgern per Schiff oder in bestimmten Szenarien auch per Pipeline erfolgen [33].

Per Schiff kann Methanol mit Chemietankern, typischerweise Doppelhüllenschiffen, transportiert werden [10]. Der Transport von Methanol mit Chemietankern ist ein etabliertes Verfahren und die Transportkapazität solcher Tanker kann bis zu 50.000 t betragen [21, 37]. Zu berücksichtigen ist dabei allerdings, ob die Tanker mit fossilem oder PtX-Energieträgern betrieben werden, was einen Einfluss auf die Transportkosten sowie das CO₂-Minderungspotential des transportierten Methanols hat. Für eine erhöhte Brandsicherheit sollten die Ladetanks ein Stickstoff-Inertisierungssystem besitzen, um einen sicheren Transport zu gewährleisten. Das Risiko langfristiger Umweltschäden im Fall eines Auslaufens von Methanol ist gegenüber fossilen Energieträgern dagegen reduziert (siehe Abschnitt 2 allgemeine Risikoanalyse).

Im Fall eines Transports per Pipeline kann die Antriebsenergie durch erneuerbare Energie im Erzeugungsland und damit THG-neutral zur Verfügung gestellt werden [36]. Dem gegenüber stehen allerdings hohe initiale Investitionskosten für die benötigte Infrastruktur sowie eine eingeschränkte Standortauswahl. Zur Versorgung mit Rohöl ist die MiRO bereits an die Transalpine Pipeline (TAL) angeschlossen, welche von Triest in Italien durch Österreich bis nach Süddeutschland verläuft. Perspektivisch wäre eine Nutzung der TAL für den Transport von Methanol denkbar, sofern der Erdöl-Verbrauch der angeschlossenen Verbraucher zurückgeht und anderweitig gedeckt werden kann. Da im Rahmen der vorliegenden Fallstudie die erstmalige Errichtung

einer methanolbasierten Kraftstoffproduktion in Deutschland untersucht wird, ist das Transportvolumen voraussichtlich nicht hoch genug, um die Erstellung einer neuen Pipeline-Infrastruktur wirtschaftlich zu ermöglichen. Im Folgenden wird daher von einem Transport per Chemietanker ausgegangen. Für eine Abschätzung der Kosten für den globalen Transport von Methanol wurde auf verfügbare Literaturreferenzen zurückgegriffen (vgl. Abbildung 4.8) [23, 37–39, 19]. Der Betrachtungszeitraum entspricht dabei einem heutigen bzw. nahen Zukunftsszenario, es werden also größere Schiffstypen auf dem aktuellen Stand der Technik berücksichtigt.

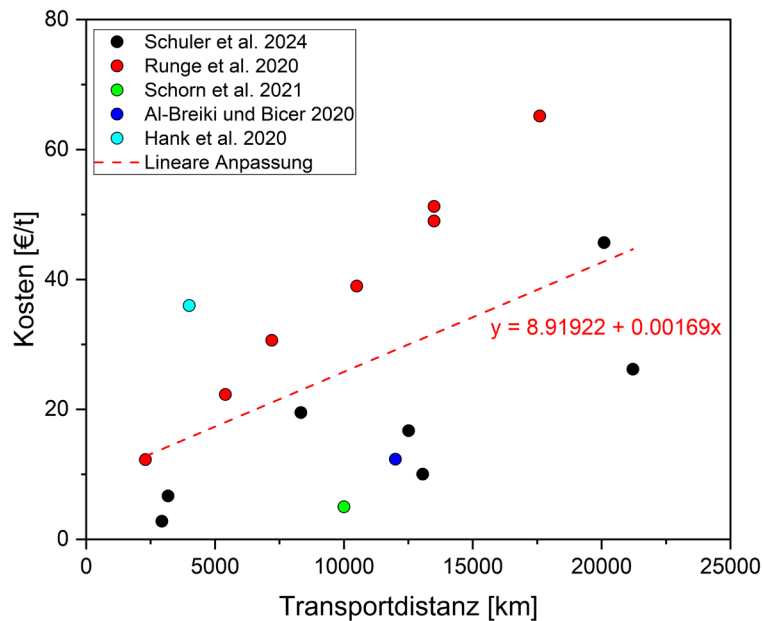


Abbildung 4.8: Spezifische Kosten für den maritimen Transport in Abhängigkeit von der Distanz [19, 23, 37–39],

Obwohl der Transport von Methanol ein etabliertes Verfahren darstellt, ist die Streuung der in der Literatur verfügbaren Werte relativ hoch. Dies lässt sich auf unterschiedliche Annahmen insbesondere im Zusammenhang mit dem Schiffstyp, also Anschaffungskosten, Kraftstoffverbrauch, Kapazität und Geschwindigkeit aber auch auf weitere Randbedingungen wie die Auslastung der Schiffe und den globalen Einsatzort zurückführen. Um dennoch einen Wert zur Abschätzung der Transportkosten zu bestimmen, wird daher eine lineare Anpassung der Referenzwerte über der Transportdistanz vorgenommen. Für die Abschätzung der mit dem Seetransport verbundenen Emissionen wird der Wert von $7 \text{ gCO}_2\text{eq/tkm}$ aus einer aktuellen Studie mit breiter Datenbasis verwendet [40].

Als Ankunftsort in Europa kommen Häfen mit einer guten Anbindung sowohl an den internationalen Seetransport als auch an die innereuropäischen Transportnetze in Frage. Weiterhin erforderlich ist die Infrastruktur zur Verladung und Zwischenlagerung entsprechend großer Mengen flüssiger Gefahrgüter, idealerweise speziell für Methanol als Transportgut. Auf Basis dieser Kriterien kann eine Auswahl von 4 prinzipiell geeigneten europäischen Häfen erfolgen (vgl. Abbildung 4.9).



Abbildung 4.9: Ausgewählte europäische Seehäfen zum Import von erneuerbarem Methanol. Quelle Hintergrundkarte: OpenStreetMap.

Als Hafen in Deutschland wurde Hamburg ausgewählt. Der Hamburger Hafen ist ein großer Umschlagplatz für Mineralölerzeugnisse und daher sehr gut aufgestellt was die erforderliche Infrastruktur sowie Tanklagerkapazität angeht, außerdem existiert eine hervorragende Anbindung an das Eisenbahnnetz sowie die Binnenschifffahrt [41]. Weiterhin soll der Hamburger Hafen perspektivisch zu einem Verteilzentrum für grünen Wasserstoff bzw. dessen Derivaten in Europa, dem Hamburg Blue Hub, entwickelt werden. In diesem Kontext soll eine Spezialisierung auf den Umschlag und die erforderliche Logistik für synthetische Kraftstoffe inklusive Methanol erfolgen, sowie entsprechende Infrastruktur weiter ausgebaut werden [42].

In den Niederlanden wurde der Hafen in Rotterdam als geeigneter Anlandeort identifiziert. Es handelt sich um den größten Methanol-Hub in Nordwesteuropa mit einer starken Präsenz von (petro-)chemischer Infrastruktur, Chemiewerke und Raffinerien. Ebenso sind Anbindungsmöglichkeiten an die Schiene und die Binnenschifffahrt vorhanden [43]. Im Hafen von Rotterdam wird aktuell in Kooperation mit mehreren Reedereien die Infrastruktur für erneuerbares Methanol als Schiffskraftstoff geschaffen, damit ergeben sich potentielle Synergieeffekte [44–46]. Der gemeinsame Import von erneuerbarem Methanol sowohl als Schiffskraftstoff als auch für die Kraftstoffsynthese wäre denkbar, was das Geschäftsmodell diversifiziert und so flexibler macht. Eine Betankung der Chemietanker für den Methanolimport mit Methanol als Treibstoff wäre ebenfalls ohne weiteres möglich, wodurch sich der CO₂-Fußabdruck der Transportkette reduzieren ließe. Darüber hinaus ist im Industriebereich des Rotterdamer Hafens eine Anlage zur Produktion von 90.000 t/a erneuerbaren Methanols als Schiffskraftstoff in Planung (geplanter Produktionsstart 2025), wodurch sich die Versorgungssicherheit erhöhen ließe [47, 48].

Eine weitere Option wäre der Hafen von Le Havre als Frankreichs größter Logistikknotenpunkt. Es handelt sich um einen Tiefseehafen, der unabhängig von den Gezeiten auch für größte Schiffe befahrbar ist, was die logistischen Risiken reduziert. Bezüglich der vorhandenen Infrastruktur gibt es einen besonders großen Ölhafen und auch der Umschlag von Chemikalien wie Industrialkoholen ist etabliert. Lagerkapazitäten sind ebenso vorhanden wie eine gute Anbindung an das Schienennetz. Eine direkte Anbindung an die Seine für Zugang zum Binnenschifffahrtsnetz wird aktuell geschaffen [49]. Außerdem gibt es Pläne, im Industriegebiet



des Hafens eine Anlage zur Erzeugung von 200.000 t/a e-Methanol zu errichten, wodurch sich Synergieeffekte analog zu Rotterdam erzielen lassen [50].

Als weiter südlich gelegener Umschlaghafen wurde der Hafen von Barcelona in Spanien in Betracht gezogen. Es gibt ausreichend Kapazitäten zur Abfertigung von Flüssigtransporten sowie Tankkapazitäten zur Zwischenspeicherung [51]. Der Hafen von Barcelona ist dank kürzlicher Ausbauprojekte sehr gut an das europäische Schienennetz angeschlossen [52]. Bezüglich erneuerbarer Kraftstoffe setzt der Hafen von Barcelona zunächst auf LNG als Übergangslösung, weswegen keine konkreten Projekte mit Methanolbezug in Aussicht sind. Synergieeffekte sind somit nicht zu erwarten.

4.2.3 Innereuropäischer Transport vom Hafen zur MiRO

In Anbetracht des zu erwartenden Transportvolumens und der am MiRO-Standort vorhandenen Infrastruktur kann der innereuropäische Transport grundsätzlich auf der Schiene in Kesselwagen oder per Binnenschiff erfolgen. Tanklasten stellen aufgrund des hohen Transportvolumens keine ökonomisch oder logistisch attraktive Option dar. Für die Errichtung einer dedizierten Pipeline wiederum sind die zu transportierenden Mengen für eine einzelne dedizierte Anlage zu gering, um den Aufwand und die Investitionskosten zu rechtfertigen.

Auf der Schiene wird Methanol ähnlich wie Ethanol, MTBE oder fossile Kraftstoffe transportiert. Dabei werden Kesselwagen mit einer Kapazität von etwa 100 t verwendet [11], welche mit Überdrucksystemen zum Ausgleichen des Füllstands bei thermischer Expansion durch Temperaturänderungen ausgestattet sind. Außerdem müssen Maßnahmen gegen statisches Aufladen getroffen werden [10]. Der Transport von Methanol auf der Schiene ist grundsätzlich sehr sicher, selbst im Fall einer Entgleisung sind die Kesselwagen so stabil, dass ein Auslaufen des Methanols unwahrscheinlich ist. Sollte jedoch Methanol auslaufen, müssen aufgrund der Brandgefahr besondere Sicherheitsmaßnahmen getroffen werden. Einschlägige Handbücher zum Umgang mit solchen Unfällen sehen im Fall einer Leckage die Einrichtung von ausreichend großen Evakuierungszonen von 50 m rund um die Unglücksstelle sowie die sofortige Entfernung aller Zündquellen vor. Leckagen sollten falls möglich abgedichtet werden, falls das jedoch nicht möglich ist muss der unkontrollierte Eintritt in Gewässer, Kanalisation oder in begrenzte Räume wie Keller oder ähnliches verhindert werden. Zur Vermeidung der Bildung von brennbaren Dämpfen können alkoholbeständige Löschschäume verwendet werden. Falls es zu einem offenen Feuer kommt, ist aufgrund der blassen Flamme von Methanolbränden besondere Vorsicht geboten. Die Evakuierungszone sollte in diesem Fall auf einen Radius von 800 m ausgeweitet werden. Gefüllte Behälter müssen vor übermäßigem Überhitzen bspw. durch Wasserkühlung geschützt werden, um eine Gasexplosion von überhitztem Methanol (boiling liquid expanding vapour explosion) bei Behälterbruch zu vermeiden [20, 16].

In der Binnenschiffahrt werden zum Transport von Chemikalien wie Methanol Tankschiffe mit einer Ladekapazität von 1200 – 2500 t eingesetzt [11, 53–55]. Bei Niedrigwasser kann die maximale Zuladung aufgrund des reduzierten Wasserstands deutlich geringer sein, was ein Risiko für die Versorgungssicherheit darstellt. In diesem Zusammenhang wurde von der BASF SE allerdings ein neuartiges Tankschiff speziell für Rhein-Niedrigwasser entwickelt, welches selbst bei extrem niedrigen Pegelständen noch eingesetzt werden kann [53]. Bezüglich der Sicherheit sind die Bedingungen ähnlich zum globalen Transport, so werden beispielsweise für Gefahrgüter standardmäßig Doppelhüllenschiffe verwendet, um den Austritt von Ladung bei Beschädigung der Außenhaut des Schiffes zu verhindern und es können Maßnahmen getroffen werden, um die Tanks zu beheizen oder zu kühlen [54].

Bezüglich der Kosten für den Transport ist eine Erhebung von repräsentativen Daten schwierig, weswegen kaum Literaturreferenzen vorhanden sind. Für einen Warenfluss in dieser Größenordnung werden eigens



Lieferverträge mit speziellen Konditionen abgeschlossen, die nicht öffentlich einsehbar sind. Darüber hinaus ist der transeuropäische Transport durch national individuelle Rahmenbedingungen komplex, was eine allgemeine Aussage erschwert. Im Folgenden wird daher auf eine umfassende Studie von Panteia, einem Forschungs- und Beratungsunternehmen, für das niederländische Institut für verkehrspolitische Analysen (KiM) zurückgegriffen [55]. Die Kosten in € je Tonnenkilometer und Verkehrsmittel sind in Tabelle 4 aufgeführt. Die Studie stammt aus dem Jahr 2023 und ist somit aktuell, was das Preisniveau angeht. Der Fokus lag auf dem niederländischen Markt, welcher allerdings in erster Näherung als repräsentativ für das europäische Niveau angenommen wird. Für den konkreten Einzelfall sollte jedoch eine dedizierte Überprüfung ob der Übertrag auf Strecken außerhalb der Niederlande zulässig ist und gegebenenfalls eine Neubewertung der Transportkosten vorgenommen werden.

Ebenfalls in Tabelle 4 aufgeführt sind die durchschnittlichen Treibhausgas Emissionen (GHG) in CO₂-Equivalenten je Tonne und Kilometer für die betrachteten Transportmittel. Die zugrundeliegende Studie aus dem Jahr 2021 aggregiert dazu Daten aus der gesamten EU für den Zeitraum von 2014 – 2018 und stellt somit eine fundierte Abschätzung dar [56].

Tabelle 4: Spezifische Kosten und GHG Emissionen für den europäischen Transport nach Verkehrsmittel.

Verkehrsmittel	Kosten [55] [€/tkm]	GHG Emissionen [56] [gCO ₂ eq/tkm]
Zug - Charterzug mit 30 Güterwägen (Ø 896 t)	0.018	24
Binnenschiff – mittlere Kapazität (1.251 - 1.750 t), flüssiges Massengut	0.039	33
Binnenschiff – hohe Kapazität (2.050 – 3.300 t), flüssiges Massengut	0.029	33

Integration innerhalb des MiRO Raffineriestandorts

Unter Berücksichtigung der Optionen für den innereuropäischen Transport ist für die Integration der Methanol-Infrastruktur innerhalb der Grenzen des MiRO Raffineriestandorts die Anlieferung per Kesselwagen und Binnenschiff zu betrachten. Darüber hinaus muss ebenso die Lagerkapazität zur Bevorratung entsprechender Mengen an Methanol für einen reibungslosen Betrieb der Anlage berücksichtigt werden.

Im Rahmen einer MiRO-internen Logistikstudie sowie in Arbeitspaket A1 des Projekts **Forschungsunterstützende Maßnahmen zur Transformation von Anlagen für klimaneutrale Kraftstoffe (reFuels) in den industriellen Maßstab** in dem auch die vorliegende Fallstudie angesiedelt ist, wurden entsprechende technische Studien durchgeführt, auf denen das im Folgenden vorgestellte Konzept beruht [57]. Dabei wird auf Basis einer vorgelagerten Konzeptstudie für die Errichtung einer Demonstrationsanlage zur Erzeugung von erneuerbaren Kraftstoffen auf Methanolbasis im MiRO Raffinerieverbund auf der angestrebten Methanol Einsatzmenge von einer Produktionskapazität von zunächst 20 kt/a ausgegangen. Es wurden beide Optionen zur Anlieferung des Methanols, auf der Schiene per Kesselwagen oder über den Rhein per Binnenschiff, betrachtet.

Für das Importkonzept per Bahn kann eine Anbindung erfolgen. Bei einer Anlieferung per Binnenschiff könnte die bereits vorhandene Hafeninfrastruktur der MiRO genutzt werden. Im Ölhafen der MiRO können Binnenschiffe mit max. 7000 BRT be- und entladen werden. Auch in diesem Fall ist die Vorhaltung von ausreichend Pufferspeicher nötig. Da die Verladung der Produkte in Anbetracht des Produktionsvolumens voraussichtlich durch Tankwagen erfolgen wird, ist keine Parallelisierung von Entlade- und Verladeinfrastruktur am Bahnhof bzw. Hafen erforderlich. Die Methanoltanks zur Zwischenspeicherung stellen aus sicherheitstechnischer Sicht ähnliche Anforderungen wie andere gängige, leicht entflammbare Stoffe wie beispielsweise Benzin. Die zu treffenden Maßnahmen sind daher bekannt. Aus stoffspezifischer Sicht sollten



Tanks mit internem Schwimmdach zur Reduzierung der Bildung von Methanoldämpfen verwendet werden und idealerweise wird das Methanol durch Stickstoffüberlagerung geschützt. Außerdem müssen Maßnahmen gegen statische Aufladung getroffen werden. Leckage-, Branddetektions- und geeignete Brandbekämpfungssysteme sollten installiert werden. Um ein Entweichen von größeren Mengen Methanols in die Umwelt bei einer Undichtigkeit bzw. Beschädigung eines Tanks zu verhindern, muss eine ausreichend große Sammelgrube unter dem Tank angelegt werden.

4.2.4 Ökonomische und ökologische Auswirkungen

Auf Basis der in Kapitel 4.2.3 skizzierten Logistik sowie der assoziierten Kosten lassen sich die Gesamtkosten des Methanoltransports vom Standort der Erzeugung bis zum Standort der MiRO-Raffinerie in Karlsruhe abschätzen. Dazu werden zunächst die Transportdistanzen ermittelt, wobei für den innereuropäischen Transport je nach Transportmittel abweichende Strecken anfallen. Zur Berechnung der Distanzen wurden frei zugängliche Online Tools verwendet [58–60].

Tabelle 5: Distanzen für den globalen sowie innereuropäischen Transport [58–60].

Globaler Transport zu See- / Ölhafen in Europa

Transportdistanz [km]	Chile Punta Arenas	Kolumbien Barranquilla	Brasilien Recife	Marokko Casablanca	Saudi-Arabien Jeddah	Australien Perth
Hamburg	14203	8830	8199	3035	7871	18201
Rotterdam	13734	8362	7730	2567	7402	17733
Le Havre	13355	8015	7351	2187	7023	17353
Barcelona	12736	8412	6747	1300	4280	14610

Innereuropäischer Transport von Hafen zur MiRO

Hafen	Transportdistanz Zug [km]	Transportdistanz Barge [km]
Hamburg	648	947
Rotterdam	568	659
Le Havre	704	1687
Barcelona	1163	Keine Anbindung

Auf Basis dieser Distanzen wurden anschließend die spezifischen Transportkosten für alle möglichen Kombinationen aus Produktionsstandorten, Europäischen Seehäfen und innereuropäischen Transportmitteln berechnet. Für den globalen Seetransport wurde dazu die in Abbildung 4.8 dargestellte lineare Anpassung verwendet. Zur Berechnung der Kosten für den innereuropäischen Transport wurden die Werte in Tabelle 4 verwendet, wobei von einem Binnenschiff mit hoher Transportkapazität ausgegangen wurde. Die resultierenden Gesamtkosten für den Transport sind in Abbildung 4.10 dargestellt.



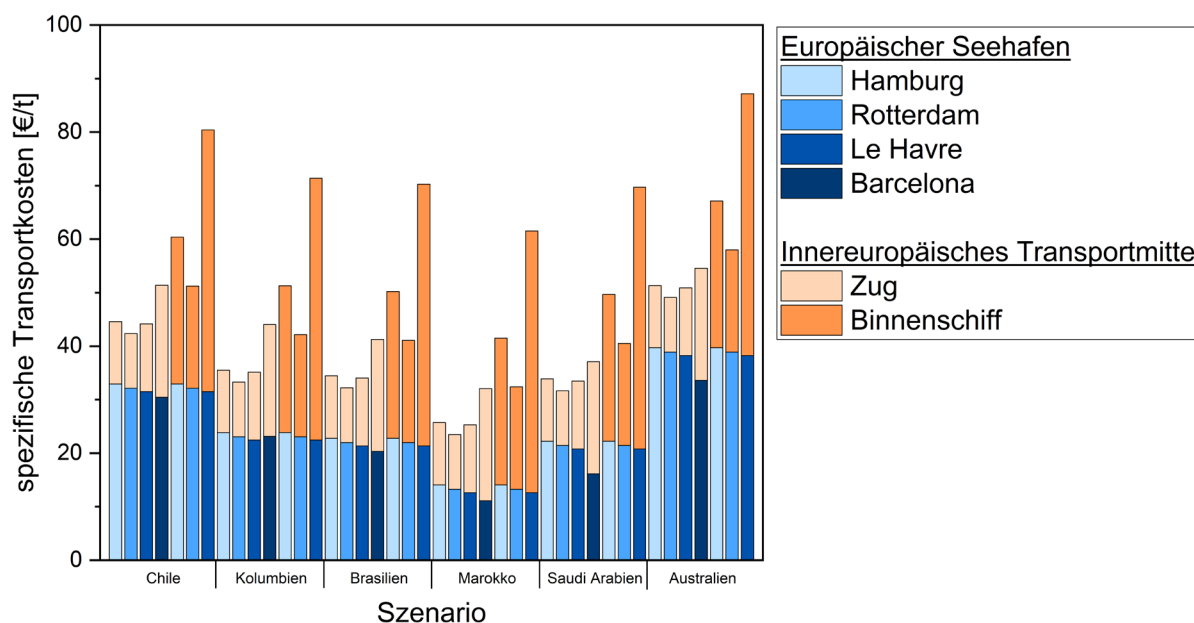


Abbildung 4.10: Spezifische Kosten des globalen und innereuropäischen Transports für alle betrachteten Szenarien.

Für den Seetransport werden die niedrigsten Werte durch die geringe Transportdistanz für Marokko als Ursprungsort erreicht, die höchsten Werte werden für Australien berechnet. Der Vergleich der innereuropäischen Transportmittel offenbart, dass die günstigsten Szenarien im Allgemeinen einen Transport per Zug vom europäischen Seehafen bedeuten. Bezüglich der Häfen gibt es keine großen Unterschiede zwischen Hamburg, Rotterdam und Le Havre, vorausgesetzt der Weitertransport findet per Schiene statt. Barcelona stellt aufgrund des weiten inländischen Transportwegs die ökonomisch am wenigsten attraktive Option dar. Die niedrigsten Gesamtkosten werden für das Szenario einer Produktion in Marokko, Anlandung in Hamburg, Rotterdam oder Le Havre und Weitertransport per Schiene erreicht und betragen zwischen 23 – 25 €/t. Bei einer Produktion in Kolumbien, Brasilien oder Saudi-Arabien und gleichem inländischen Transportszenario werden mit 31 – 35 €/t ebenfalls vergleichsweise niedrige Kosten berechnet. Auf einem ähnlichen Niveau bewegt sich mit Gesamtkosten von 32 €/t das günstigste Szenario mit innereuropäischem Binnenschifftransport bei Produktion in Marokko und Rotterdam als Anlandepunkt in Europa.

Zur Ermittlung der Produktkosten eines methanolbasierten Kraftstoffs wurde in Arbeitspaket C3.3 des Projekts **Forschungsunterstützende Maßnahmen zur Transformation von Anlagen für klimaneutrale Kraftstoffe (reFuels) in den industriellen Maßstab** eine Studie zum Kostenbenchmarking und Technologievergleich für MtG- und MtJ-Verfahren durchgeführt [61]. Auf Basis dieser Studie lässt sich mit den ermittelten Herstell- sowie Transportkosten für erneuerbares Methanol eine detailliertere Schätzung des Produktpreises durchführen. Dazu wurde ein Methanolpreis von 830 €/t als konservatives, sowie ein Preis von 600 €/t als optimistisches Szenario für das Jahr 2030 angenommen. Für die Transportkosten wurde auf Basis der vorangegangenen Analyse ein Wert von 23.50 €/t abgeschätzt, was dem Szenario einer Produktion in Marokko, Import über Rotterdam und Transport per Schiene zur MiRO entspricht. Die übrigen Annahmen für die Berechnungen wurden der Studie aus Arbeitspaket C3.3 entnommen, um einen Vergleich der Ergebnisse zu ermöglichen [61]. Als Prozesse zur Umwandlung in Kraftstoff wurde MtG und MtJ in Betracht gezogen. Die wichtigsten Randbedingungen sind in Tabelle 6 aufgelistet.

Tabelle 6; Randbedingungen für die Kostenschätzung von methanolbasierten reFuels.

Allgemeine Annahmen	
Transportkosten (Marokko-Rotterdam-MiRO) [€/t]	23.50
Methanol-to-Gasoline (MtG)	
Ausbeute [Ma.% _{MeOH}]	34
Selektivität Benzin [%]	80
Dichte Benzin [kg/m ³]	750
Methanol-to-Jetfuel (MtJ)	
Ausbeute [Ma.% _{MeOH}]	36
Selektivität Jetfuel [%]	90
Dichte Jetfuel [kg/m ³]	800
Wasserstoffpreis [€/t _{H2}]	7000
Wasserstoffverbrauch [% _{MeOH-Einsatz}]	1

Betrachtet wurde zunächst die Kostenstruktur, um den Anteil von Methanolpreis und -transport an den Gesamtkosten herauszuarbeiten (vgl. Abbildung 4.11, links) Weiterhin wurde der Einfluss der Anlagenkapazität untersucht, um den Economy of Scale-Effekt zu diskutieren (vgl. Abbildung 4.11, rechts).

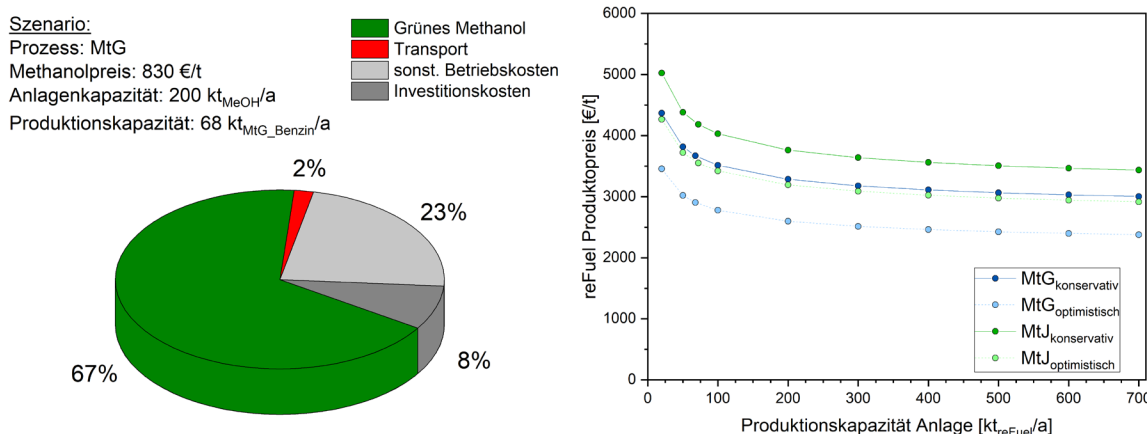


Abbildung 4.11: Abbildung Arbeitspaket A: Produktflexibler MtX-Prozess in BW: -Nico Damen (5-6 S).16: Kostenstruktur für MtG-Benzin in einem realistischen 2030 Szenario mit einer Anlagenkapazität von 200 kt/a (links). Einfluss der Anlagenkapazität auf den Produktpreis

Die Analyse der Kostenstruktur zeigt, dass die Erzeugung von grünem Methanol mit einem Anteil von 67 % den größten Anteil an den Herstellkosten für MtG-Benzin verursacht. Anteile in dieser hohen Größenordnung wurden in der Studie zum Kostenbenchmarking als typisch identifiziert [61] und unterstreichen die Notwendigkeit der Erzeugung des Methanol an Gunstandorten, um die Kosten so gering wie möglich zu halten. Der zweitgrößte Posten entfällt mit insgesamt 31 % auf die Umwandlung des Methanols in Benzin, wobei die Betriebskosten den größeren Teil davon verursachen. Die Transportkosten machen nur etwa 2 % der Kosten aus und sind damit von untergeordneter Relevanz.

Eine Variation der Produktionskapazität der reFuel-Anlage zeigt, dass für kleine Produktionsmengen wie für die 20 kt/a Demonstrationsanlage der Produktpreis signifikant höher liegt als für größere Anlagen. Während

die Herstellkosten bei einer Produktionskapazität von 20 kt/a und für einen Methanolpreis von 830 €/t für MtG-Benzin bei 4346 €/t und für MtJ-Kerosin bei 5025 €/t liegen, fallen sie bei einer Skalierung auf 200 kt/a auf 3280 €/t bzw. 3762 €/t. Der relativ flache Verlauf der Kostendegression für die reFuels-Produktion ist auf den hohen Anteil der durch grünes Methanol verursachten Kosten zurückzuführen. Da diese mit ca. 70% Anteil an den Gesamtkosten linear mit der Produktionskapazität skalieren, ist für die betrachteten Prozesse keine starke Degression der Kosten bei Skalierung der Anlagengröße, wie sonst für Chemieanlagen üblich, zu beobachten.

Der starke Einfluss des Methanolpreises lässt sich ebenfalls durch die Variation auf einen Methanolpreis von 600 €/t für ein sehr optimistisches Szenario demonstrieren. Bei einer Produktionskapazität von 200 kt/a fallen die Herstellkosten so auf 2600 €/t bzw. 3200 €/t. Geht man von einem optimistischen Szenario und einer Anlagengröße von 600 kt/a (Referenz: ExxonMobil New Zealand [62]) aus, ließen sich in naher Zukunft Preise von 2400 €/t für MtG-Benzin und 2937 €/t für MtJ-Kerosin realisieren.

Analog zur Berechnung der Kosten für den Transport (vgl. Abbildung 4.10) wurden die transportbedingten Emissionen für die Szenarien berechnet. Dazu wurden ebenfalls die Transportdistanzen aus Tabelle 5: Distanzen für den globalen sowie innereuropäischen Transport [58–60], sowie die GHG-Emissionswerte aus den Kapiteln 4.2.2 und 4.2.3 verwendet. Die berechneten transportbedingten Emissionen sind in Abbildung 4.12 dargestellt.

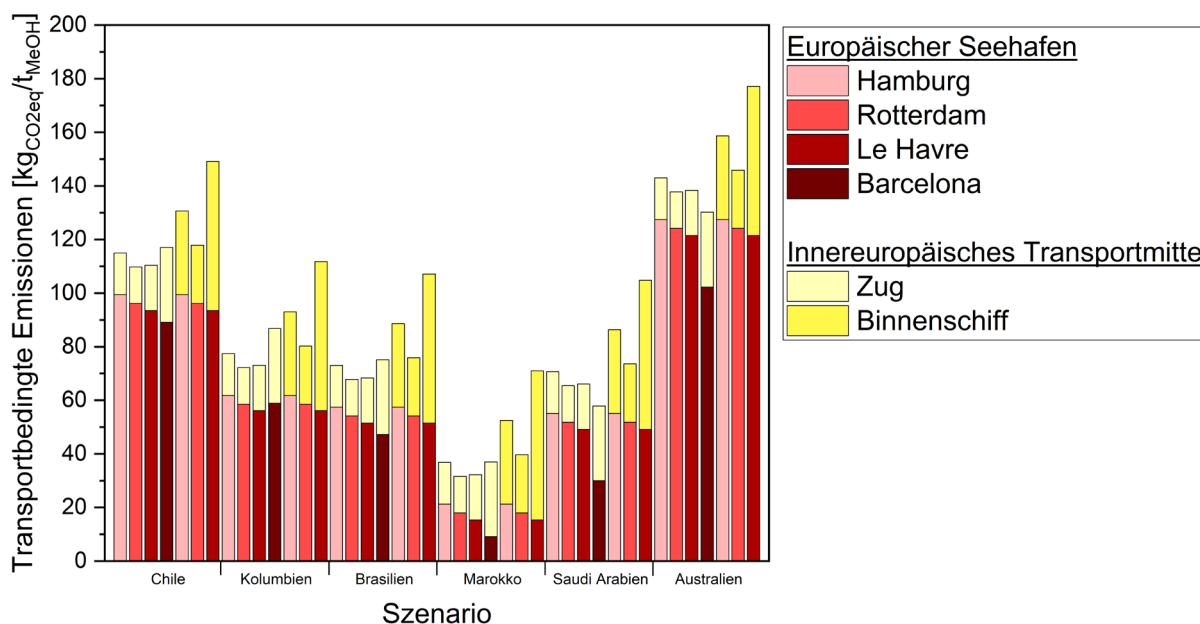


Abbildung 4.12: Transportbedingte GHG-Emissionen des globalen und innereuropäischen Transports für alle betrachteten Szenarien.

Da die Emissionen ebenso wie die Kosten mit der Transportdistanz korrelieren ist es wenig überraschend, dass ähnliche Zusammenhänge zu erkennen sind. Marokko als Produktionsort ist aufgrund der kürzesten Transportdistanz erneut am attraktivsten. Dabei ist der Unterschied zwischen einem Weitertransport per Binnenschiff oder Schiene weniger ausgeprägt, da die Differenz zwischen den Emissionswerten geringer als die der Transportkosten ist. Analog zu den Gesamtkosten für den Transport wird der niedrigste Wert mit 32 kg_{CO2eq}/t_{MeOH} für das Szenario Produktion in Marokko, Import über Rotterdam und Weitertransport per Schiene errechnet. Andere Orte für die Methanolproduktion führen zu signifikant höheren Emissionen.

Für das günstigste Szenario ergibt sich gemeinsam mit den produktionsbedingten Emissionen von 242 kg_{CO2eq}/t_{MeOH} somit ein Wert von 274 kg_{CO2eq}/t_{MeOH}. Gemäß der in der RED III definierten Anforderungen müssen

die GHG Emissionen für RFNBO um 70% gegenüber eines fossilen Referenzwerts von 94 g_{CO2}/MJ reduziert werden [63]. Mit dem Heizwert von 19.9 MJ/kg für Methanol ergibt sich ein maximaler Fußabdruck von 561 kg_{CO2eq}/t_{MeOH} um die Anforderungen der RED III noch zu erfüllen. Somit wird etwa die Hälfte des CO₂-Budgets durch Herstellung und Transport vor der Umwandlung zum gebrauchsfertigen Kraftstoff aufgebraucht.

5 Arbeitspaket B. Geschäftsmodelle MtX in Baden-Württemberg

Das Arbeitspaket B dient der technoökonomischen und der umweltbilanziellen Bewertung der produktvariablen Anlage auf Basis des vom Engineering-Dienstleister CAC Engineering entworfenen zwei-phasigen Konzepts der Produktvariablen Syntheseanlage.

5.1 Arbeitspaket B1: Flexibles, angepasstes Werkzeug zur Berechnung der Kosten

Zur Berechnung der Kosten der untersuchten Verfahrenskonzepte im Rahmen einer techno-ökonomischen Analyse (TEA) wurde zunächst die Datengrundlage des Anlagendienstleisters (Massenbilanzen, Ausrüstungsliste, R&I-Fließschema) ausgewertet und ergänzende Informationen vom Anlagendienstleister eingeholt. Der erste Schritt der ökonomischen Analyse stellte die Bestimmung der Ausrüstungskosten dar. Anhand von Kostenkorrelationen wurden daraus die direkten und indirekten Kapitalaufwendungen sowie das Umlaufkapital abgeschätzt, um die Gesamtinvestition (CAPEX) abzuschätzen.

Eine Gegenüberstellung der spezifischen Investitionen (Input- und Output-bezogen) für MtG und MtJ ist in Abbildung 5.1 dargestellt. Daten- und Berechnungsgrundlage hierbei ist die Accenture-Studie, die Kostenschätzung des Anlagendienstleisters CAC und die Kostenschätzung des KIT ergänzt um Aufschlagsfaktoren der MiRO (z.B. für Wartung) und aus Standardwerken zur Investitionsrechnung. Die Investitionen aus der Accenture-Studie und der CAC-Kostenschätzung sind insbesondere für MtG in guter Übereinstimmung. Die konservativere Abschätzung des KIT mit Aufschlagsfaktoren der MiRO und Literatur zeigt deutlich höhere Investitionen für MtG und MtJ.

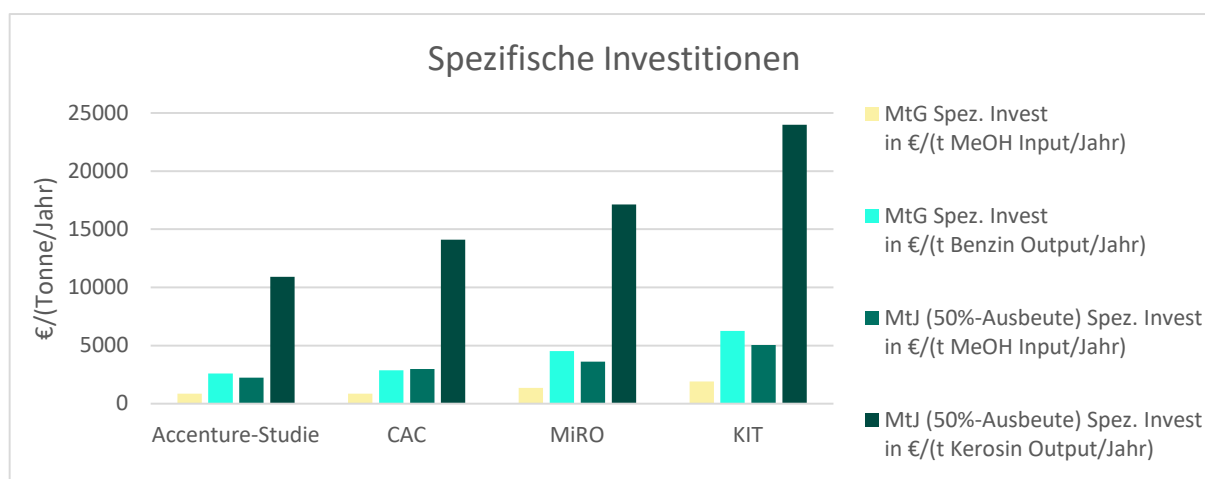


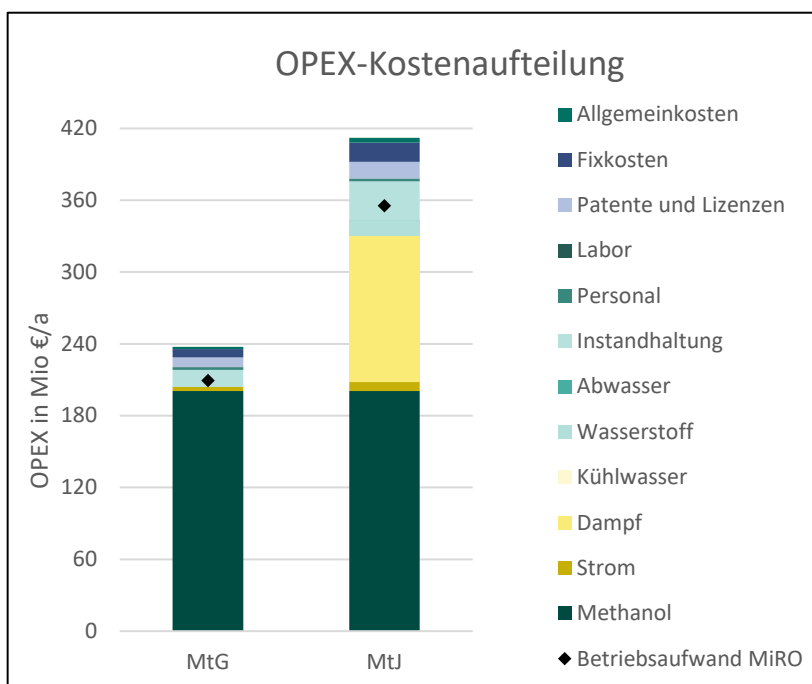
Abbildung 5.1: Gegenüberstellung spezifische Investitionen für MtG und MtJ bezogen auf den jährlichen Input und Output für unterschiedliche Annahmen-Sets.

Zur Berechnung der Herstellkosten wurden ebenfalls Kostenkorrelationen aus der Literatur, von der beauftragten Firma CAC und von MiRO, auf Basis der Kapitalaufwendungen, herangezogen. *Tabelle 7* zeigt einen Vergleich der spezifischen Investitionskosten auf Basis von Literaturdaten und den Daten von CAC im Vergleich, um die optimistischsten und pessimistischsten *Annahmen gegenüber zu stellen*.

Tabelle 7: Übersicht der Investitionsdaten auf Basis von Literaturdaten und auf Basis von Erfahrungen der Fa. CAC im Vergleich

Alle Werte in €	KIT MtG	KIT MtJ	KIT MtJ 2-stufig	CAC MtG	CAC MtJ	CAC MtJ 2-stufig
Ausrüstung	75 Mio €	201 Mio €	236 Mio €	59 Mio €	207 Mio €	223 Mio €
Direkte Investitionen	271 Mio €	723 Mio €	850 Mio €	126 Mio €	393 Mio €	424 Mio €
Indirekte Investitionen	108 Mio €	289 Mio €	340 Mio €	49 Mio €	144 Mio €	156 Mio €
Anlageninvestition	379 Mio €	1.012 Mio €	1.190 Mio €	175 Mio €	537 Mio €	580 Mio €
Umlaufkapital	42 Mio €	112 Mio €	132 Mio €	19 Mio €	60 Mio €	64 Mio €
Gesamtinvestition	421 Mio €	1.124 Mio €	1.322 Mio €	194 Mio €	596 Mio €	644 Mio €

Abbildung 5.2 zeigt die Aufteilung aller Kostenarten für den laufenden Betrieb einer MtG- und MtJ-Anlage. Die OPEX-Abschätzungen nach MiRO-Aufschlagsfaktoren weisen niedrigere Kosten im Vergleich zu Aufschlagsfaktoren aus der Literatur auf. Der Betriebsaufwand für die MtG-Anlage wird dominiert von den MeOH-Bezugskosten.



Instandhaltungs-, Fixkosten und Kosten für Patente und Lizenzen haben ebenfalls einen relevanten Einfluss auf den Betriebsaufwand. Beim Betrieb der MtJ-Anlage fallen neben den MeOH-Bezugskosten auch erhebliche Kosten für den hohen Dampfbedarf an. Zusätzlich stellen Kosten für Strom und Wasserstoff (Hydrofinishing der OtJ-Stufe) einen weiteren relevanten Anteil der OPEX-Kostenstruktur dar.

Abbildung 5.2: OPEX-Kostenaufteilung für MtG und MtJ (Annahme 200.000 t/a MeOH-Feed) für 1-phasigen Aufbau.

Zur Berechnung der Gestehungskosten für die Zielprodukte *Benzin* (MtG) und *Kerosin* (MtJ) wurde zunächst eine statische Investitionsrechnung unter Berücksichtigung annualisierter Investitionen (Annuitätenfaktor von

9,4%, basierend auf WACC von 7% und einer Anlagenlebensdauer von 20 Jahren) durchgeführt. Zum Vergleich der fossilen Referenzprodukte und der Ergebnisse aus der *Accenture*-Studie mit verschiedenen Berechnungsszenarien der TEA wurden die Kosten pro Liter Kraftstoff als Vergleichsgröße herangezogen. In Abbildung 5.3 ist dieser für verschiedene Szenarien dargestellt.

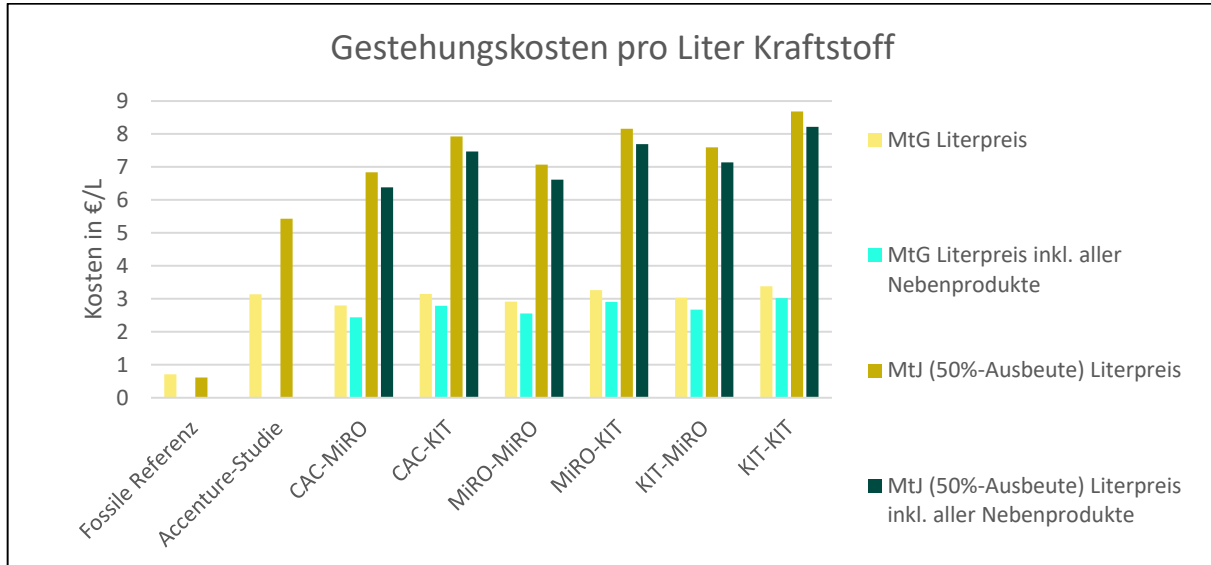


Abbildung 5.3: Literpreis für Benzin (MtG) und Kerosin (MtJ) für verschiedene Szenarien im 1-pasigen Fall, d.h. direkter Aufbau MtG oder MtJ-Synthese (Szenario-Erklärung: CAC-MiRO = CAC-CAPEX und MiRO-OPEX) zum Vergleich der KIT-Rechnungen mit den Ergebnissen der von Accenture durchgeführten Befragung (s. Abschnitt 6.3.3) (Annahmen: 200.000 t/a MeOH Feed und 1000 €/t MeOH-Bezugspreis).

Die Berechnungsszenarien dieser Studie setzen sich aus den verschiedenen Berechnungen für den CAPEX (CAC, MiRO, KIT) und den OPEX (MiRO, KIT) zusammen. Die fossilen Referenzkosten sind deutlich unterhalb der Kosten für regenerativ erzeugte Kraftstoffe. Während für *Benzin* die Ergebnisse aus der *Accenture*-Studie in guter Übereinstimmung mit den Ergebnissen der vorliegenden Kostenschätzung sind, liegen die Ergebnisse für *Kerosin* deutlich über den Kosten aus der *Accenture*-Studie, was insbesondere an den Kosten für den hohen Dampfbedarf liegt. Allgemein werden die Gestehungskosten durch die Betriebsaufwände dominiert, während die Investitionen eine untergeordnete Rolle spielen.

Zur ökonomischen Bewertung des flexiblen Anlagenkonzepts mit zwei Ausbaustufen (vgl. Abbildung 5.4) wurde eine dynamische Investitionsrechnung durchgeführt, bei der der Zeitwert des Geldes berücksichtigt wurde.

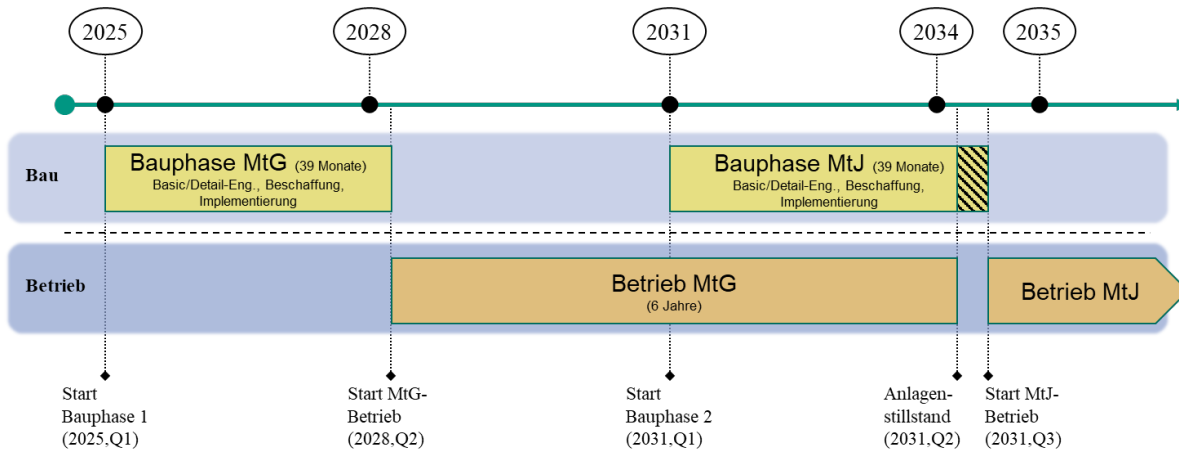


Abbildung 5.4: Flexibles Anlagenkonzept mit zwei Ausbaustufen (erst MtG, anschließend MtJ)

Mithilfe der Kapitalwertmethode wurde der *Net Present Value (NPV)* bestimmt, wobei $NPV \geq 0$ gelten muss, um Wirtschaftlichkeit zu erreichen. Abbildung 5.5 zeigt den NPV über den *Overall Green Premium Factor (OGPF)* für verschiedene MeOH-Bezugspreise. Der OGPF stellt den Mehrwert für die regenerativ erzeugten stofflichen Produkte (Kerosin, Benzin, Diesel, Naphta, LPG) dar und wird zur Berechnung der Erlöse mit den fossilen Verkaufspreisen der Kraftstoffe multipliziert. Im untersuchten Wertebereich für den MeOH-Bezugspreis sind Faktoren von 1,75 bis 3,3 nötig, um einen NPV von 0 € (Wirtschaftlichkeitskriterium) zu erreichen. Im Basisfall (1000 €/t MeOH) bedeutet es konkret, dass der Erlös für alle stofflichen Produkte um einen Faktor von 2,5 höher liegen müsste, als der für die fossilen Referenzprodukte. Definiert man einen *Single Green Premium Factor (SGPF)* ausschließlich für das Zielprodukt Kerosin, so wäre ein Faktor von 18,7 nötig.

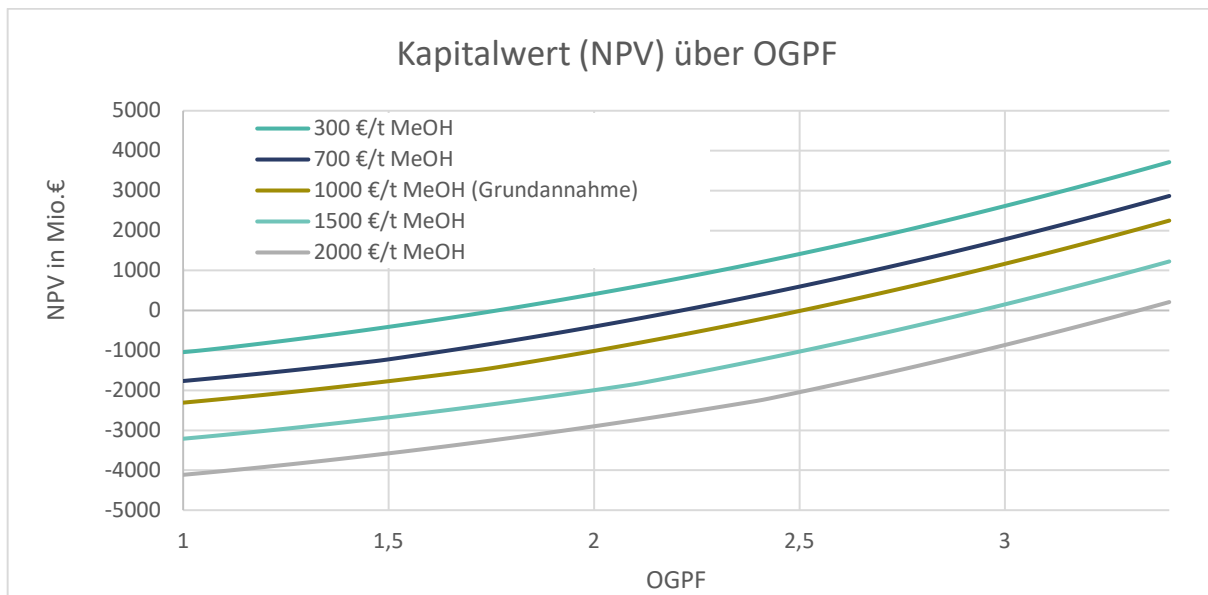


Abbildung 5.5: Kapitalwert (NPV) über den "Overall Green Premium Factor" (OGPF) in Abhängigkeit verschiedener MeOH-Bezugspreise

Ein Vergleich der einstufigen Szenarien mit dem flexiblen Anlagenkonzept mit den zwei Ausbaustufen ist in Abbildung 5.6 dargestellt. Während das zweistufige MtJ-Konzept ökonomisch sinnvoller ist als das einstufige

(linke Abbildung), ist das einstufige MtG-Konzept dem zweistufigen MtJ-Konzept wirtschaftlich überlegen, unter der Annahme das der OGPF auf alle Produkte gleichermaßen anwendbar ist.

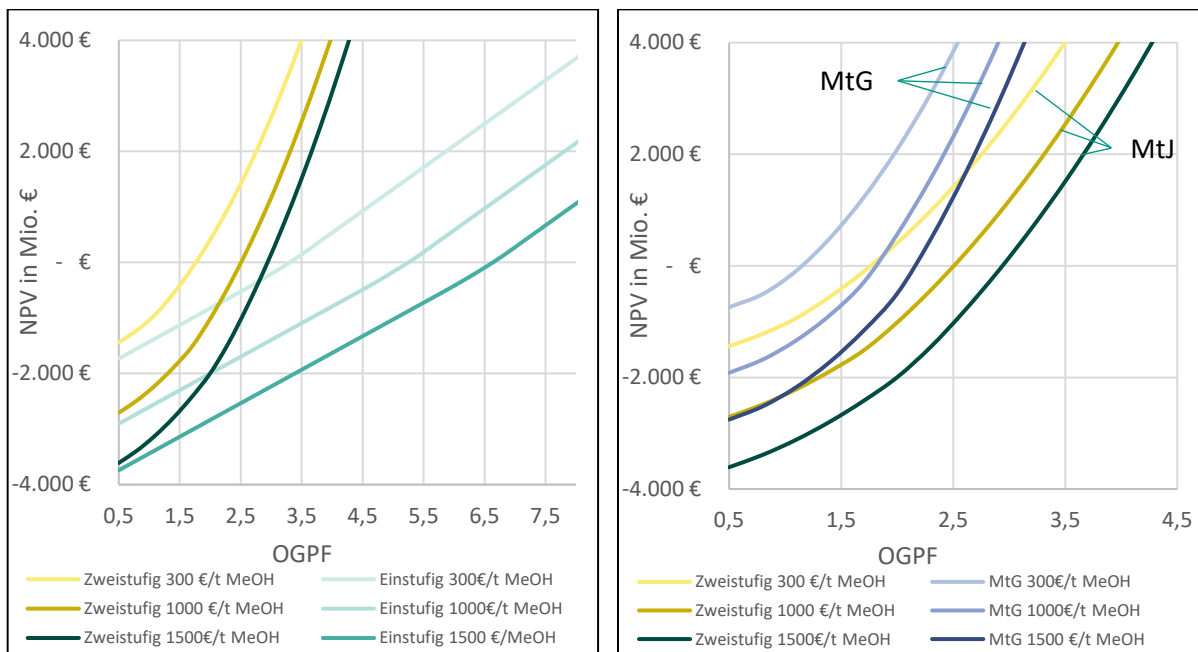


Abbildung 5.6: NPV über OGPF. Links: Vergleich einstufiges mit zweistufigem MtJ-Szenario. Rechts: Vergleich einstufiges MtG-Szenario mit zweistufigem MtJ-Szenario.

Um mögliche Kostenreduktionspotenziale zu berücksichtigen, ist in Tabelle 8 der OGPF für verschiedene CAPEX- und OPEX-Förderungen und Verfahrensoptimierungen für das zweistufige MtJ-Szenario aufgeführt. Die beschriebenen Werte verdeutlichen die untergeordnete Rolle der Investitionen und die starke Betriebskosten-Abhängigkeit der gesamten Kostenstruktur.

Tabelle 8: OGPF für verschiedene Fördermaßnahmen und Verfahrensoptimierungen für zweistufiges MtJ-Szenario.

Szenarien	Beschreibung	OGPF
Baseline Szenario	CAC-CAPEX, MiRO-OPEX	2,51
KIT Szenario	KIT-CAPEX, KIT-OPEX	2,91
CAPEX-Förderung 40%	Förderung von 40% der Investitionskosten	2,44
CAPEX-Förderung 60%	Förderung von 60% der Investitionskosten	2,40
CAPEX-Förderung 100%	Förderung von 100% der Investitionskosten	2,33
OPEX-Förderung 20%	Förderung von 20% der Betriebskosten	2,23
OPEX-Förderung 40%	Förderung von 40% der Betriebskosten	1,93
OPEX-Förderung 100%	Förderung von 100% der Betriebskosten	0,55
CAPEX-Förderung 50%, OPEX-Förderung 20%	Förderung von 50% der Investitionskosten und Förderung von 20% der Betriebskosten	2,13
Wärmepumpe 14,2 MW	Wärmepumpe zur Dampferzeugung	2,27

Fazit:

Die techno-ökonomischen Analyse zeigt, dass das zweistufige flexible Anlagenkonzept gegenüber dem einstufigen MtJ-Konzept unter den getroffenen Annahmen vorzuziehen ist. Dies liegt nicht vorrangig an der

teilweise nutzbaren und frühzeitig abschreibbaren Ausrüstungs- und Infrastruktur der ersten Ausbaustufe (MtG), sondern vielmehr am günstigeren Betrieb der MtG-Anlage und der Erzeugung von Benzin als Hauptprodukt in der ersten Produktionsphase, was unter den getroffenen Annahmen einen höheren Erlös einbringt als Kerosin. Unter diesen Randbedingungen ist aus heutiger und rein ökonomischer Sicht das einstufige MtG-Konzept zu bevorzugen. Allerdings liegt auch bei diesem Konzept der OGPF bei 1,7 und weist damit einen erheblichen Unterschied zwischen dem fossilen Produkt und dem erneuerbar gewonnenen Benzin auf. Für einen OGPF von 1 müsste z.B. der MeOH-Bezugspreis bei etwa 180 €/t MeOH (und damit unter den Preisen für fossiles Methanol) liegen, was auch in Studien mit zukünftigen Prognosen nicht erwartet wird ([64, 65]).

5.2 Arbeitspaket B2: Werkzeug zur Berechnung der THG-Effekte

Die Bestimmung der THG-Effekte erfolgte nach dem Lebenszyklusansatz der Ökobilanz (*life cycle assessment (LCA)*) in Anlehnung an die DIN ISO 14040/14044 [66]. Als Datengrundlage dienten, wie bei der techno-ökonomischen Analyse, die Datenblätter zu den Massenbilanzen, Ausrüstungen und Verbrauchern. Ergänzende Informationen und Daten insbesondere zum Anlagengewicht und den Katalysatoren wurden durch Nachfrage beim Anlagendienstleister und Literaturrecherche erhoben. Mit der Hintergrunddatenbank *ecoinvent* Version 3.9.1 [67] wurde die LCA in der Modellierungssoftware *openLCA* durchgeführt.

Es wurden zwei Produktsysteme *MtG* und *MtJ* erstellt und die funktionellen Einheiten *1 MJ Benzin* und *1 MJ Kerosin* gewählt. Beide Produktsysteme betrachten Synthesenanlagen mit einem jährlichen MeOH-Durchsatz von 200 kt /a, 8.400 jährlichen Betriebsstunden und einer Anlagenlebensdauer von 20 Jahren. Für die MeOH-Erzeugung wurden die zwei Herstellungsstandorte Punta Arenas in Chile (Baseline-Szenario) und Cadiz in Spanien gewählt und dabei die verschiedenen Transportmöglichkeiten betrachtet.

Im Vordergrund der THG-Berechnung steht die Kraftstoff-Herstellung, weshalb zunächst ein *cradle-to-gate* Ansatz gewählt wurde. In der Auswertung wurde zudem der *cradle-to-grave* Ansatz und die Berechnung nach dem delegierten Rechtsakt Art. 28 der *Renewable Energy Directive (RED II)* herangezogen, um zum einen die finale Nutzung der Kraftstoffe in ihrem jeweiligen Anwendungsfeld zu betrachten und zum anderen die geltenden Bilanzierungsvorgaben für *renewable fuels from non-biogenic origin (RFNBO)* nach der RED zu erfüllen und damit Aussagen innerhalb der Regulatorik treffen zu können. Die verschiedenen Betrachtungsrahmen sind in Abbildung 5.7 dargestellt. Durch die Entstehung von Nebenprodukten (Kraft- und Brennstoffe) und die entstehende Multifunktionalität wird zum einen die Berücksichtigung einer Gutschrift und zum anderen die Allokation aller Umweltwirkungen auf die verschiedenen Produkte betrachtet.

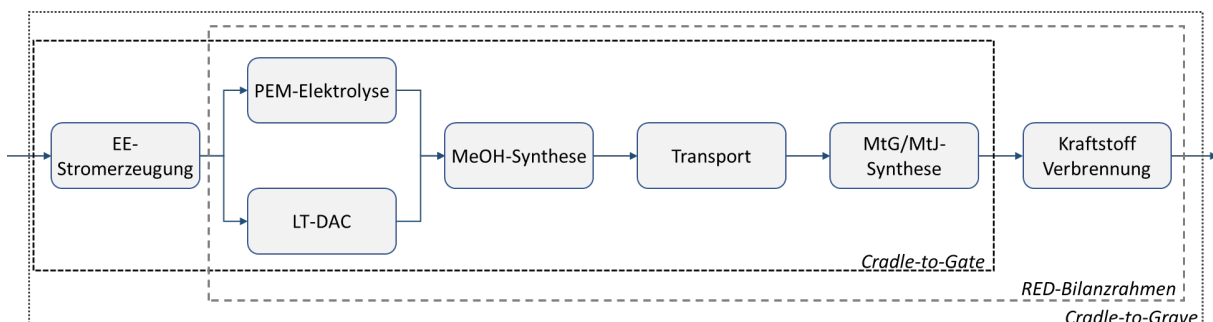


Abbildung 5.7: Bilanzraum für die beiden Produktsysteme MtG und MtJ

Die Wasserfalldiagramme in Abbildung 5.7 zeigen die Verteilungen der THG-Emissionen entlang der gesamten Wertschöpfungskette für MtG und MtJ. Innerhalb des *cradle-to-gate* Ansatzes für MtG verursacht die Stromerzeugung mittels Windkraft den größten Teil der THG-Emissionen, während im zweiten Produktsystem

der MtJ-Prozess weitaus die meisten THG-Emissionen bewirkt. Dies hängt mit dem hohen Dampfbedarf und dessen Erzeugung zusammen. Bei der cradle-to-grave Betrachtung fallen zudem die THG-Emissionen durch die Verbrennung von Benzin (PKW) und Kerosin (Flugzeug) sowie deren jeweiligen Nebenprodukte ins Gewicht. Negative THG-Emissionen kommen durch die CO₂-Adsorption der DAC zustande. Zur Berücksichtigung der stofflichen Nebenprodukte wurde der Ersatz fossiler Kraftstoffe mithilfe einer Gutschrift dargestellt. Durch den relativen Charakter der LCA mit Bezug auf das Zielprodukt, fällt diese Gutschrift für MtJ besonders groß aus, da bei einer Kerosinausbeute von 50% (zum Vergleich: 70% Benzinausbeute für MtG) weitere Nebenprodukte in nennenswertem Umfang entstehen. Um den Vergleich der beiden Produktsysteme weiter zu beleuchten, ist in Abbildung 5.9 der Vergleich von Input- mit Output-bezogenem GWP (mit und ohne negative THG-Emissionen) für MtG und MtJ dargestellt. Während beim Vergleich der Output-bezogenen GWPs (ohne negative Emissionen) ein Faktor von ca. 5 zwischen MtG und MtJ liegt, ist dieser beim Bezug auf den MeOH-Input bei etwa 1,5. Die Berücksichtigung von negativen THG-Emissionen schlägt sich ebenso stark auf das GWP aus wie die Wahl des Bilanzierungsmodells.

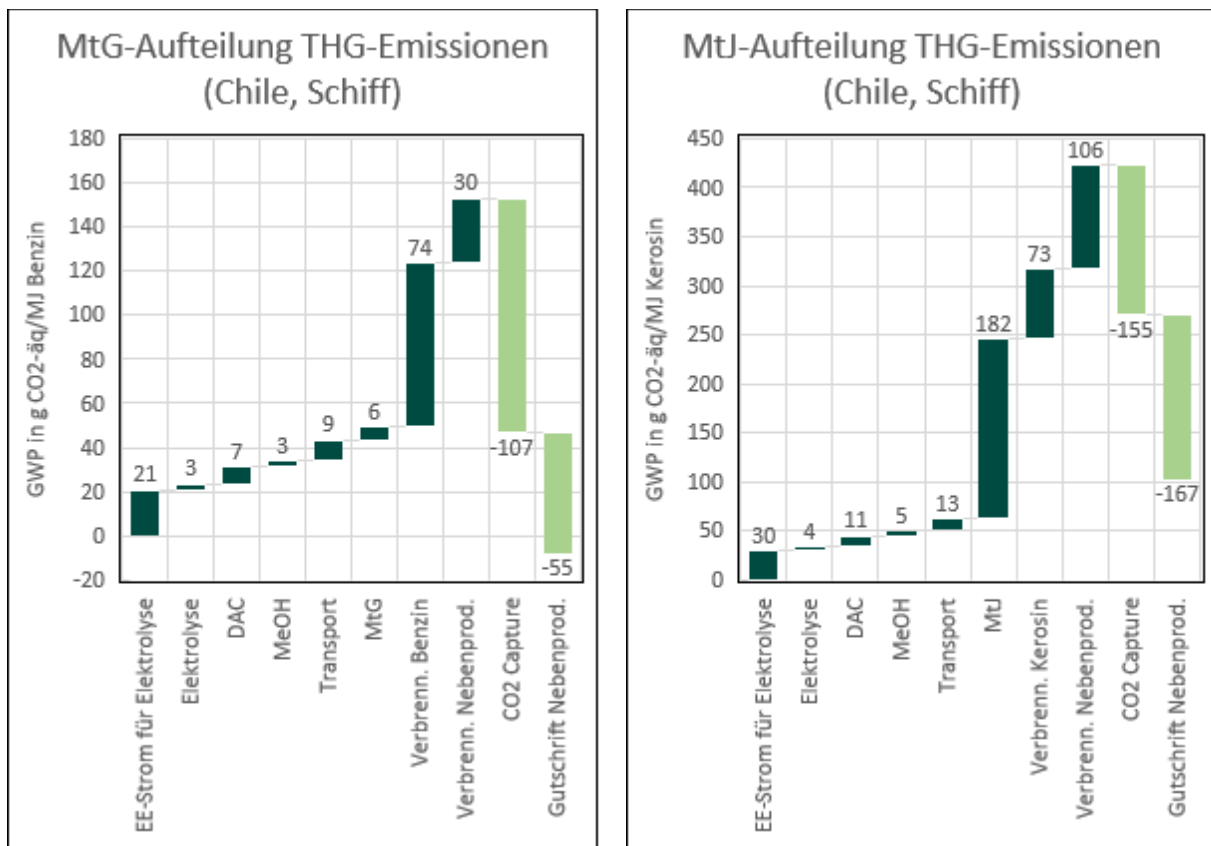


Abbildung 5.8: Aufteilung der THG-Emissionen für MtG (links) und MtJ (rechts) nach dem cradle-to grave Ansatz.

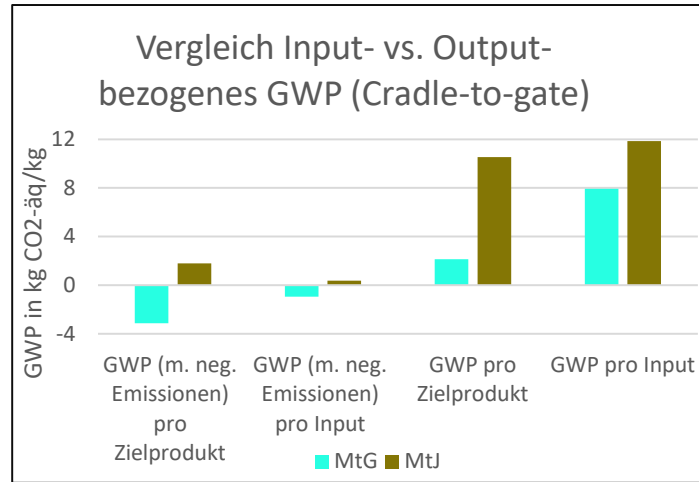


Abbildung 5.9: Vergleich von Input- mit Output-bezogenem GWP mit und ohne negative THG-Emissionen für MtG und MtJ (cradle-to-gate).

Der Einfluss des Bilanzierungssystems und verschiedener Szenarien für MtG und MtJ ist in Abbildung 5.10 dargestellt. Für diesen Vergleich wurden alle THG-Emissionen entsprechend der gravimetrischen Zusammensetzung der stofflichen Produkte allokiert. Durch die THG-intensivere Stromerzeugung mit PV (energieintensive Modulherstellung) anstatt Wind zeigt die MeOH-Produktion in Spanien (ca. 70% PV-Anteil) ein höheres GWP. Für die beiden LCA-Bilanzierungssysteme ist daher der Baseline-Case (Chile) stets zu bevorzugen. Betrachtet man dagegen das RED Bilanzierungssystem, bei dem alle THG-Emissionen bei der EE-Stromerzeugung und der Herstellung von Anlagen (operativer Ansatz) wegfallen, sind die Spanien-Cases aufgrund der geringeren Transportdistanz zu bevorzugen. Berücksichtigt man darüber hinaus die Integration einer Wärmepumpe zur Dampfherstellung bei der MtJ-Synthese, kann die geforderte THG-Reduktion von 70% im Vergleich zum fossilen Referenzwert von 94 g CO₂-äq/MJ Kraftstoff erreicht werden. Für die untersuchten MtG-Szenarien wird ebenfalls der geforderte Grenzwert erreicht.

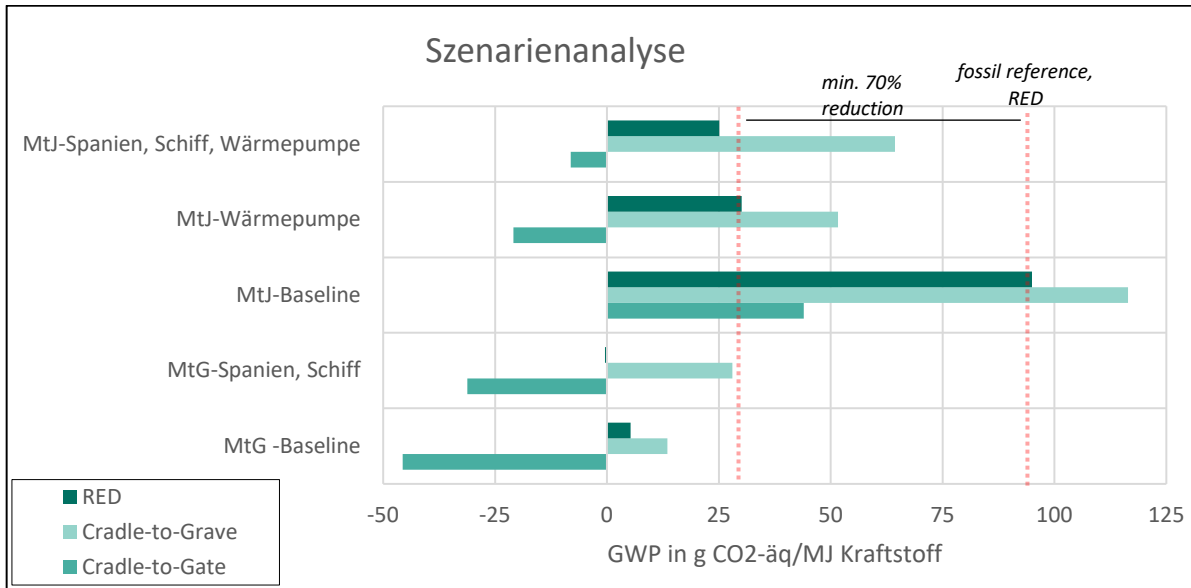


Abbildung 5.10: GWP für verschiedene MtG- und MtJ-Szenarien in Abhängigkeit der drei Bilanzierungssysteme „cradle-to-gate“, „cradle-to grave“ und „RED“.

Um eine Aussage hinsichtlich des zweistufigen Ausbaukonzeptes der MtJ-Anlage treffen zu können, sind in Abbildung 5.11 die kumulierten THG-Emissionen durch die Konstruktionsaufwände für den Bau der Anlage über 26 Jahre aufgeführt. Der zweistufige Ausbau verursacht erwartungsgemäß mehr THG-Emissionen. Mit 5,6 kt CO₂-äq zusätzlichen Emissionen fallen diese jedoch nicht ins Gewicht. Insbesondere unter Einbezug aller cradle-to-grave THG-Emissionen über 26 Jahre Anlagenbetrieb (zweistufige MtJ-Anlage: 3,1 Mt CO₂-äq) spielen diese Zusatzemissionen eine untergeordnete Rolle.

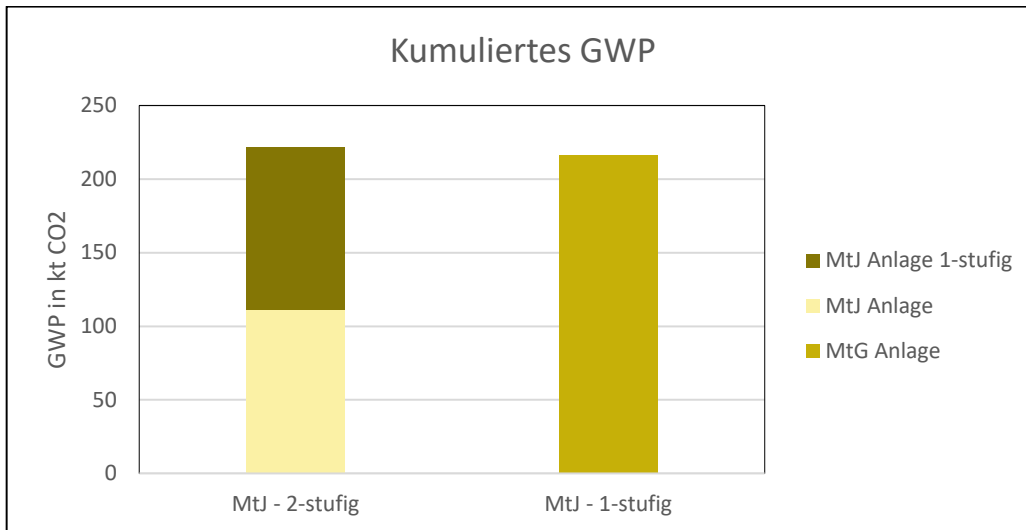


Abbildung 5.11: Kumuliertes cradle-to-gate GWP für das einstufige (26 Jahre MtJ) und zweistufige (6 Jahre MtG und 20 Jahre MtJ) MtJ-Anlagenkonzept.

Fazit:

Der hohe Dampfbedarf bei der MtJ-Synthese verursacht den Großteil der THG-Emissionen, sodass die Kerosinherstellung via MtJ insgesamt schlechter abschneidet als die Benzinproduktion durch MtG. Die Stromerzeugung bzw. deren zugrundeliegenden Konstruktionsaufwände tragen in beiden Verfahren ebenfalls wesentlich zu den THG-Emissionen bei. Die Herstellung der PV-Module ist THG-emissionsintensiver als die Herstellung von Windkraftanlagen, weshalb mit der MeOH-Herstellung in Spanien (PV-Wind-Mix) ein höheres GWP einhergeht als in Chile (Wind), auch unter Berücksichtigung der höheren Transportaufwände für den Chile-Case. Betrachtet man die THG-Bilanzierungsvorschrift nach der RED, fallen alle Spanien-Cases besser aus, da die EE-Stromerzeugung nicht berücksichtigt wird. Für den MtJ-Case in Spanien mit Integration einer Hochtemperatur-Wärmepumpe zur Erzeugung von Dampf kann sogar die nach RED geforderte THG-Reduktion von 70% zur fossilen Referenz erreicht werden. Die betrachteten MtG-Cases erfüllen diese Vorgabe ebenfalls. Der konstruktive Mehraufwand für das zweistufige Verfahrenskonzept schlägt sich nur unwesentlich (<1%) auf die kumulierten THG-Emissionen über die gesamte Betriebszeit der Anlage aus.

5.3 Arbeitspaket B3: Berechnung erreichbarer THG- Reduktionskosten

Die THG-Reduktionskosten, also die Kosten die den grünen Mehrwert der refuels beschreiben, sind in Abbildung 5.12 dargestellt. Hierbei wurden die Mehrkosten in der Herstellung der refuels im Vergleich zur fossilen Referenz ins Verhältnis zu den THG-Einsparungen durch die Verwendung von refuels gesetzt.

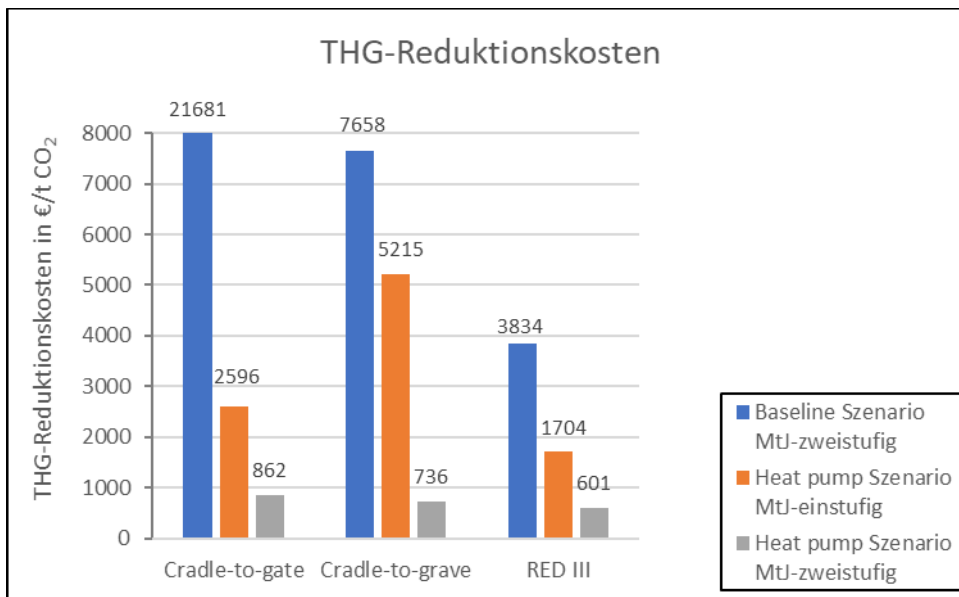


Abbildung 5.12: THG-Reduktionskosten für die verschiedenen THG-Bilanzierungssysteme für das einstufige und zweistufige Anlagenkonzept im Baseline- und im Wärmepumpen-Szenario.

Das Baseline Szenario zeigt sehr hohe THG-Reduktionskosten (3.800 bis 22.000 €/t CO₂), aufgrund der geringen THG-Einsparung. Für das einstufige Konzept im Baseline Szenario sind sogar keine THG-Reduktionskosten festzustellen, da mehr THG emittiert werden als im fossilen Referenzprozess. Daher ist dieses Szenario nicht abgebildet.

Im Wärmepumpen-Szenario werden THG-Einsparungen erreicht, dennoch berechnen sich daraus für das einstufige Konzept hohe THG-Reduktionskosten zwischen 1.700 und 5.200 €/t CO₂. Das zweistufige Konzept

im Wärmepumpen-Szenario erreicht THG-Reduktionskosten, die mit etwa 600 bis 900 € immer noch über zukünftigen Prognosen für THG-Zertifikatspreise liegen [68], aber dennoch als realisierbar scheinen.

Die geringsten THG-Reduktionskosten werden mit etwa 600 €/t CO₂ nach dem RED-Bilanzierungssystem berechnet, welches auch als regulatorisches Rahmenwerk für die Anerkennung von refuels bzw. RFNBO (Renewable Fuels of Non-Biologic Origin) wirkt.

5.4 Arbeitspaket B4: Risiken potenzieller Business Cases

Ein potenzieller Business Case hängt stark von den Margen-Erwartungen des investierenden Unternehmens ab. Um die Sensitivität entsprechender Business Cases in den Vordergrund der Betrachtungen zu stellen, gehen wir bei der Fragestellung der Robustheit der Business Cases von einem einheitlichen Premium Faktor für alle Produkte aus, einem sogenannten „overall green green premium factor“ OPGF.

Aus den Berechnungen dieses Kapitels hat sich ergeben, dass ab einem OPGF von 2,51 bei Annahme eines Marktpreises für Methanol aus erneuerbaren Quellen von 1000 €/t die Kosten gedeckt wären. Die Darstellung des Einflusses der wesentlichen Eingangsparameter Methanol-Preis, Dampf-Preis Wasserstoff-Preis und Stromkosten beeinflusst dann je nach Erhöhung oder Senkung den notwendigen OPGF, ab dem diese Kosten gedeckt wären.

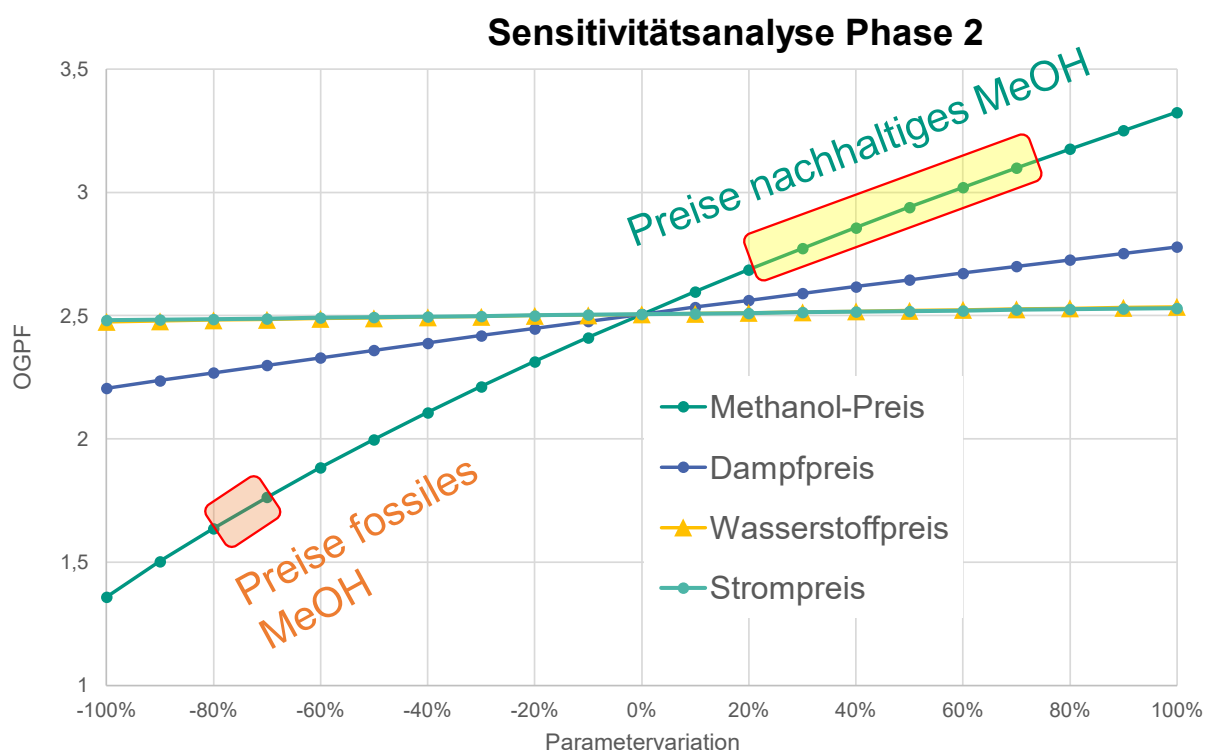


Abbildung 5.13: Sensitivität der Overall Green Premium Factors (OGPF) über die wesentlichen Kosteneinflüsse für eine in zwei Phasen aufgebaute Methanol-to-Jet-Synthese

Die Grafik zeigt zwei Effekte:



- a) Die Systemintegration und Erhöhung des Technologiereifegrades wird den Einfluss des Wärmebedarfes (Dampf-Bedarf) voraussichtlich weiter senken, was zu einer Weiterentwicklung in diese Richtung motiviert.
- b) Der Marktpreis für Methanol hat den mit Abstand stärksten Einfluss auf einen möglichen Business Case.

Die markierten Werte für fossiles Methanol (heutiger Stand) und Methanol aus erneuerbaren Quellen (heutiger Stand@ ca. 200-000 t/a) zeigen das damit verbundene Risiko für einen geplanten Geschäftsfall auf.

Um zum heutigen Zeitpunkt eine Anlage finanzieren zu können, müssen die mit dem Methanol-Preis verbundenen Risiken monetarisiert werden. Eine Risikostreuung zwischen Anlagenbetreiber, Produktempfänger und der öffentlichen Hand wäre ein möglicher Ansatz, dieser Problematik zu begegnen.





6 Arbeitspaket C: Implementierung und Skalierung der Technologie für den Standort Baden-Württemberg

6.1 Arbeitspaket C1: Entwicklung globaler Umsetzungsszenarien

Eine der Aufgaben im Vorhaben war die weitere Verfolgung der verschiedenen, in Entwicklung befindlichen Prozesspfade zur Herstellung erneuerbare Kraftstoffe im Hinblick auf eine technische und wirtschaftliche Umsetzung. Die im Rahmen des reFuels-Vorhabens betrachteten Prozesse und solche aus verwandten Projekten mit Beteiligung des KIT sind in der folgenden Tabelle 9 zusammengestellt und in Abbildung 6.1 in einer Übersicht gezeigt.

Tabelle 9: Ausgewählte Reaktionsbedingungen für die Olefin Oligomerisierung, verwendete Feed Zusammensetzungen und Katalysatoren.

	Prozesspfad	Projekt	Bearbeitung
1	Fischer-Tropsch-Pfad, zentrale CO ₂ - Quelle	reFuels, VM	KIT-IIP
2	Fischer-Tropsch-Pfad, dezentrale CO ₂ -Quelle	reFuels, VM	KIT-IIP
3	Methanol-Pfad zentral mit Biomasse als C-Quelle	reFuels, VM	KIT-IIP
4	Konzeptstudie für eine Raffinerie-integrierte e-Fuel-Synthese via Fischer-Tropsch-Synthese zu Diesel/Kerosin mit Raffinerie-CO ₂ und Elektrolyse über Dry reforming, RWGS und Co-Elektrolyse.	reFuels, VM	EDL, KIT
5	Konzeptstudie für Methanol-to-Fuel-Synthese bei MiRO (KoMet) ausgehend von Methanol	VM	CAC, KIT, MiRO
6	Konzeptstudie für eine flexible Raffinerie-integrierte Methanol-to-(Jet)fuel-Synthese (Neometha) ausgehend von Methanol	refuels Demo	CAC, KIT, MiRO
7	Methanol-to-(Jet)fuel aus Dimethylether als importiertem Zwischenprodukt in BaWü	e-Fuels fürs Länd, VM	FhG-ISE KIT-IKFT
8	Raffinerie-Netzwerk zur Bereitstellung des zukünftigen Kraft- und Chemiegundstoffbedarfes aus Fischer-Tropsch-, Methanol- und Pyrolyseölbasierten Produkten	BMDV (REF4FU)	KIT, DBFZ

Die zu unterschiedlichen Zeiten und Zwecken angestellten Betrachtungen unterscheiden sich in den betrachteten Ausgangsstoffen, Zwischen- und Endprodukten sowie der Umwandlungstechnologie. Dies erschwert die Vergleichbarkeit der erhaltenen Ergebnisse untereinander. Um dennoch eine Vergleichbarkeit insbesondere der energetischen und stofflichen Effizienz verschiedener Prozesse zu ermöglichen, wurden in Fortsetzung der in den Vorgängerprojekten begonnenen Arbeiten Massen- und Energiebilanzen auf gemeinsamer Datenbasis ermittelt. Zu diesem Zweck wurden Prozessmodelle aufgestellt und anhand von Praxis- und relevanten Versuchsdaten validiert. Dabei wurden Kraftstoff-Synthesepfade mit biomasse-stämmigem Synthesegas, CO₂ und grünem Wasserstoff als Rohstoffen betrachtet. Abbildung 6.2 zeigt beispielsweise den Vergleich verschiedener Routen zu Kraftstoffen aus biogenem Synthesegas über verschiedene Prozessrouten. Ermittelt wurden der Umsatz X von CO und H₂, die Massen- und Energieeffizienz bei der Umsetzung des Synthesegases zum Kraftstoff η , sowie spezifischer Wasserstoffeinsatz und CO₂-Emission. Dabei zeigen sich auch bei sehr ähnlich aussehenden Verfahrensvarianten signifikante Unterschiede (z.B. Prozessrouten 1, 3 und 5).

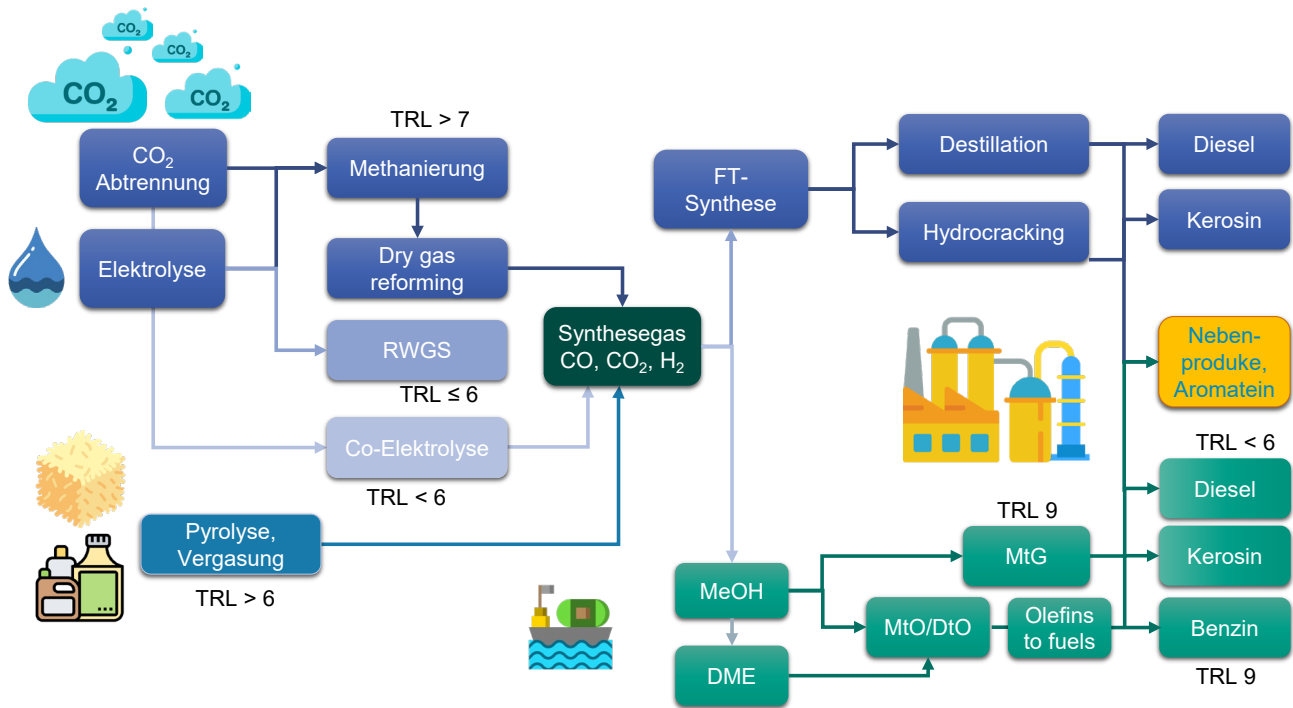


Abbildung 6.1: Verfahren mit erneuerbaren Kohlenstoff- und Wasserstoffquelle

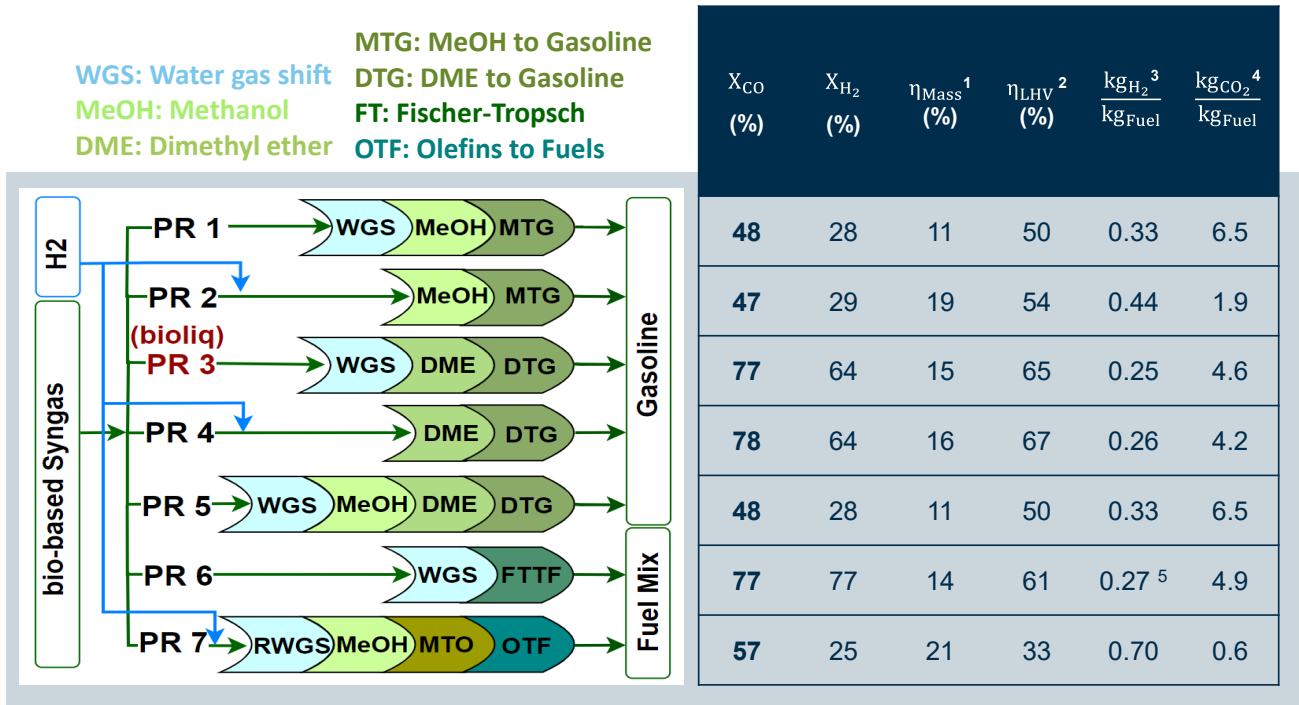


Abbildung 6.2: Verfahren mit erneuerbaren Kohlenstoff- und Wasserstoffquellen



6.2 Arbeitspaket C2: Techn. Studie der Wege zur Skalierung auf 1.400 kt/a MeOH-Einsatzmenge

Die im flexiblen Anlagenkonzept betrachtete Einsatzstoffmenge von 200 kt/a MeOH entspricht der einer Demonstrationsanlage. Die Hauptaufgabe einer Demonstrationsanlage ist es, die Machbarkeit und Wirtschaftlichkeit eines neuen Prozesses oder einer Technologie zu beweisen, bevor diese in großem Maßstab kommerziell eingesetzt wird. Die erfolgreiche Validierung vorausgesetzt, wird die Technologie dann in den kommerziellen Maßstab umgesetzt; dies im Bereich der chemischen Industrie zumeist mit Skalierungsfaktoren von unter 10. Bei zwei oder mehr auf diese Weise gebauten und ggf. weiter hoch skalierten Anlagen erreicht die Technologie den „Stand der Technik“. Im hier betrachteten Fall erfolgt die hypothetische Skalierung um einen Faktor von rund 7 auf 1.400 kt/ MeOH pro Jahr. Dies entspricht einer Erhöhung der Produktionskapazität auf 500 und 576 kt/a Flüssigprodukte. Zum Vergleich beträgt die Produktion von flüssigen Kraft- und Brennstoffen der MiRO in 2023 rund 11 Mt/a. Die hoch skalierte MtG/MtJ-Anlage stellt also rund 5 % der heutigen Produktion der Raffinerie dar. Dennoch zieht dies für das Beispiel einer Raffinerie-integrierten Anlage eine Reihe von Implikationen nach sich:

- **Investitionskosten.** Die Vergrößerung der Produktionskapazität hat eine Verringerung der spezifischen Investitionskosten zur Folge. Eine einfache Abschätzung erlaubt der Degressions-Ansatz [69]: $\text{Kosten}(\text{neue Anlage}) = \text{Kosten}(\text{bekannte Anlage}) \left[\frac{\text{Kapazität}(\text{neue Anlage})}{\text{Kapazität}(\text{bekannte Anlage})} \right]^n$: mit einem für petrochemische Chemieanlagen typischen Degressionskoeffizienten n von 0,7 ergibt sich nach den Ergebnissen der Kostenschätzung aus Kapitel 4.1 ein Investitionsmittelbedarf von rd. 2 Mrd. EUR, ohne Zuschlag für die gegenüber dem Demoanlage in geringerem Umfang zu erwartenden Unsicherheiten. Dies entspricht einer Verringerung der spezifischen Investitionskosten von etwa 5.700 EUR/t Flüssigprodukte für die Demoanlage um fast einen Faktor 2 auf rund 3.200 EUR/t für die hochskalierte Anlage. Dieser Ansatz geht von einer kontinuierlichen Skalierung aller Hauptkomponenten der Anlage aus. Ab einer bestimmten Kapazitätsgrenze werden Apparate wie Reaktoren oder Pumpen nicht weiter vergrößert, sondern in seriellen oder parallelen Mehrfachanordnungen eingesetzt. Dies führt wiederum zu einer Kostenerhöhung.
- **Einsatzstoff- und Produktlogistik.** Die Betrachtungen in Kapitel 4.2 macht zum einen deutlich, dass bei einer Kapazitätssteigerung geringere Kosten für die Bereitstellung der größeren Menge an MeOH erwartet werden können. Zweitens wird der Transport per Binnenschiff noch weniger attraktiv. Hier wäre es interessant zu untersuchen, ab wann der Bau und Einsatz von Pipelines lohend wird. Drittens ist die Bevorratung des MeOH und der daraus erzeugten Produkte bzw. deren Transport zu beachten. Für die Demonstrationsanlage wurden dazu geeignete, vorhandene Tanks identifiziert. Für die rund 7mal größere Menge ist das zu überprüfen. Der Wasserstoffbedarf erhöht sich bei Annahme einer linearen Veränderung des Verbrauchs von rund 1850 auf etwa 13.000 t/a. Dies ist gemessen am heutigen Wasserstoffbedarf der Petrochemie in Deutschland von rd. 640.000 t/a nach wie vor moderat [70], muss jedoch durch die vor Ort vorhandenen Gegebenheiten berücksichtigt werden.



6.3 Arbeitspaket C3: Entwicklung Anwendungsszenarien der Produkte aus MtO/MtJ

6.3.1 Arbeitspaket C3.1: Herstellung von Mustermengen von MtX-Produkt

Basierend auf dem aktuell verfügbaren und publizierten Wissensstand wurden 7 Betriebspunkte ausgewählt, unter denen eine effiziente Kraftstoffproduktion sowie die Demonstration der Produktflexibilität möglich sein sollte. Die Zusammensetzung des Feed orientiert sich an typischen Produktzusammensetzungen eines Methanol-to-Olefin Prozess [71, 72]. Dabei wurde überwiegend mit butenhaltigen Mischungen gearbeitet, da diese geeigneter sind um langkettige Moleküle im Bereich der Mitteldestillatfraktion zu erzeugen. Als Katalysatoren wurden kommerziell verfügbare Materialien der Siralox-Serie von Sasol eingesetzt, die teilweise mit Nickel imprägniert wurden um einen effizienten Umsatz von Ethen zu ermöglichen. Eine vollständige Übersicht der Prozessparameter, Feed Zusammensetzungen und verwendeten Katalysatoren ist in Tabelle 10 dargestellt.

Tabelle 10: Ausgewählte Reaktionsbedingungen für die Olefin Oligomerisierung, verwendete Feed Zusammensetzungen und Katalysatoren.

Experiment #	Prozessparameter			Feed			Katalysator	
	WHSV [h ⁻¹]	T _{Reaktor} [°C]	p _{Reaktor} [bar]	C ₂ H ₄ [Vol.%]	C ₃ H ₆ [Vol.%]	C ₄ H ₈ [Vol.%]	Träger	Imprägnierung
rF #01	4	120	40	50	50	0	Siralox 40	2% Ni
rF #02	4	120	40	40	40	20	Siralox 70	2% Ni
rF #03	4	120	40	40	40	20	Siralox 40	0% Ni
rF #04	4	120	40	40	40	20	Siralox 40	2% Ni
rF #05	8	120	40	40	40	20	Siralox 40	2% Ni
rF #06	4	120	40	40	40	20	Siralox 70/	2% Ni/
							Siralox 40	0% Ni
rF #07	4	120	40	40	40	20	Siralox 40/	2% Ni/
							Siralox 40	0% Ni

Die Experimente wurden in einer bestehenden, kontinuierlich betriebenen Laboranlage durchgeführt, die auch schon in vorangegangenen Arbeiten verwendet wurde [73, 71, 74]. Die Analyse der Produkte erfolgt Online für gasförmige Spezies und Offline nach Versuchsende für die kondensierte Flüssigphase. Die Zusammensetzungen der erzeugten Produktgemische sind in Abbildung 6.3 dargestellt.

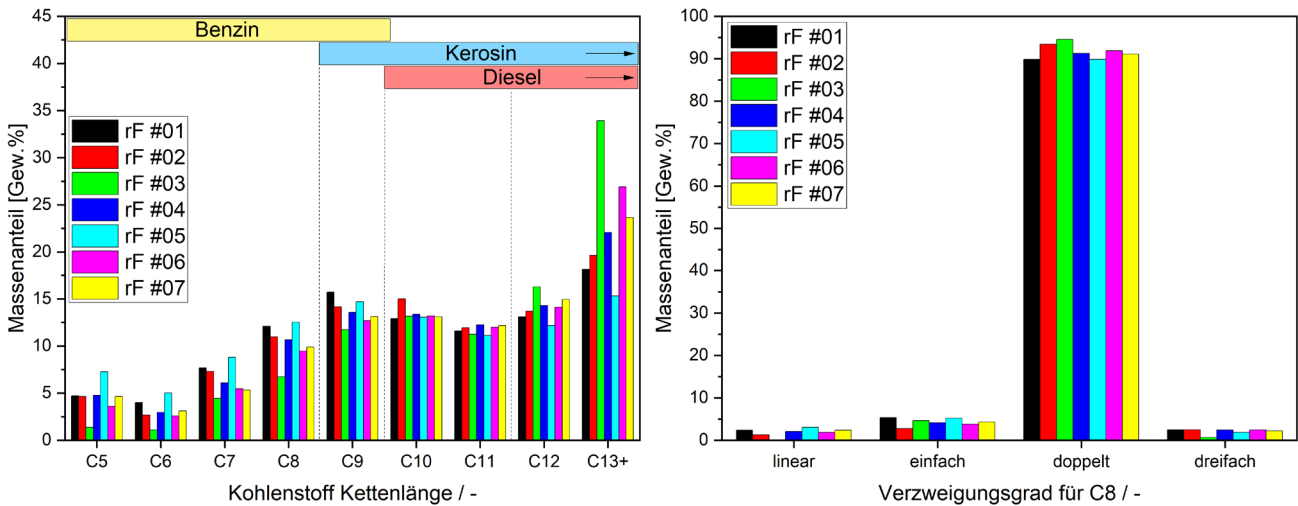


Abbildung 6.3: Kettenlängenverteilung (links) und Verzweigungsgrad der C8 Fraktion (rechts) für alle 7 Produktgemische. Prozessbedingungen siehe Tabelle 7.

Alle erzeugten Gemische weisen eine breite Verteilung der Kettenlängen auf, wobei die Produktgemische zu etwa 90 % aus doppelt verzweigten Olefinen bestehen. Der größte Anteil langkettiger Moleküle wurde in Versuch 3 erzeugt. Die Abwesenheit von Nickel auf dem Katalysator hat einen fehlenden Umsatz von Ethen zur Folge, wodurch lediglich langkettige Feed Bestandteile umgesetzt werden, was zu einem höheren Anteil langkettiger Moleküle führt. Der geringste Anteil langkettiger Moleküle wurde in Versuch 5 aufgrund der erhöhten WHSV und folglich niedrigsten Verweilzeit erzeugt. Im Hinblick auf die Kraftstofffraktionen zeichnet sich ein Zielkonflikt zwischen der Erzeugung von Kerosin und Diesel ab, da die Siede- und somit Kettenlängenbereiche in weiten Teilen überlagern.

Die Produktgemische wurden anschließend in einer im Rahmen des Projekts neu errichteten Hydrieranlage zu paraffinischen Komponenten hydriert. Diese ermöglichen die batchweise Hydrierung mit Hilfe eines Katalysators unter milden Reaktionsbedingungen, wodurch Veränderungen der Kettenlänge und des Verzweigungsgrades vermieden werden können. Gleichzeitig ermöglicht die Anlage durch Erfassung des zum Druckerhalt notwendigen dosierten Wasserstoff die Berechnung des Wasserstoffbedarfs der Reaktion. Aus dem Wasserstoffbedarf lässt sich unter der Annahme der Anwesenheit einer einzelnen Doppelbindung je Molekül die mittlere Kettenlänge der Produktgemische berechnen, welche sich invers zum spezifischen H₂-Bedarf verhält.

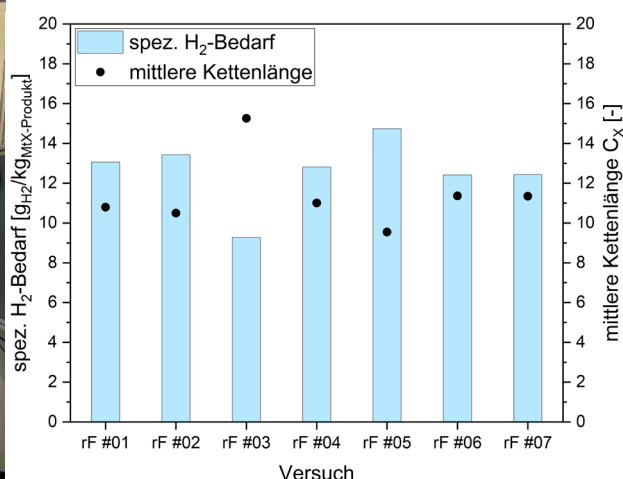


Abbildung 6.4: Neu errichtete Batch-Hydrieranlage (links), spezifische H₂-Bedarfe und errechnete mittlere Kettenlängen (rechts). Reaktionsbedingungen: 0.75 Gew.% Katalysator (5% Pd/C), p = 30 bar, T = 80 °C.

Im Anschluss an die Hydrierung wurden die Gemische anschließend destillativ auf die drei Kraftstofffraktionen Benzin, Kerosin und Diesel aufgetrennt. Die Schnitttemperaturen wurden dabei so gewählt, dass ein Maximum des laut den Normen [75–77] zulässigen Bereichs zur Steigerung der Ausbeute des Zielprodukts ausgeschöpft wird. Die Zuordnung zu den Experimenten, das jeweilige Zielprodukt sowie die Temperaturen der Destillationsschnitte sind in Tabelle 11 aufgelistet.

Tabelle 11: Zuordnung der Proben zu Oligomerisierungsversuchen, Zielprodukt und Temperaturen der Destillationsschnitte für alle Destillationsansätze.

Proben #	Experiment #	Zielprodukt	Destillationsschnitte	
			T _{max,Benzin} [°C]	T _{max,Kerosin} [°C]
1	rF #01	Kerosin	150	295
2	rF #02	Kerosin	150	295
3	rF #02	Benzin	190	295
4	rF #03	Kerosin	150	295
5	rF #04	Kerosin	150	295
6	rF #05	Mix	160	295
7	rF #05	Benzin	190	295
8	rF #06	Kerosin	150	295
9	rF #06	Mix	180	295
10	rF #07	Kerosin	150	295

In 10 Ansätzen wurden so insgesamt 30 Muster erzeugt, die im Anschluss auf ihre Eignung als Kraftstoff hin untersucht wurden. Außerdem wurde nach der Destillation gravimetrisch der Massenanteil der drei Kraftstofffraktionen für die 10 Ansätze als Maß für die Produktselektivität sowie die spezifische Produktivität und der Umsatzgrad bezüglich der drei Eduktspezies zur Bewertung der Prozesseffizienz bestimmt.

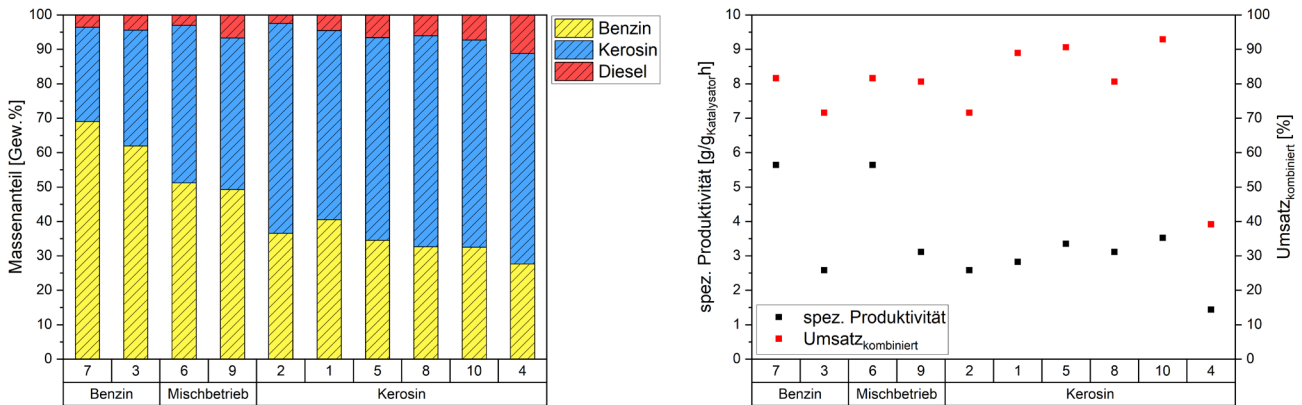


Abbildung 6.5: Massenteil der Kraftstofffraktionen für alle Proben (links), spezifische Produktivität und Umsatz der Edukte für die Betriebspunkte (rechts); sortiert nach Produktselektivität.

Abschließend lässt sich festhalten, dass die gezielte Verschiebung des Produktspektrums zur Flexibilisierung des Prozesses gut funktioniert. Der Massenanteil der Benzinfraktion konnte im Bereich von 25 – 70 % und der Anteil der Kerosinfraktion von 25 – 60 % & variiert werden. Der Anteil der Dieselfraktion lag aufgrund des Zielkonflikts zur Kerosinfraktion bei lediglich 3 – 11 %. Die Umsätze lagen mit Ausnahme des Versuchs ohne Nickel bei 70 – 90 % und es konnten spezifische Produktivitäten von bis zu 5.5 g_{fl. Produkte}/g_{Katalysator}·h erzielt werden.

6.3.2 Arbeitspaket C3.2: Bewertung der Kraftstoffanwendung von MtX- Benzin/Diesel basierend auf den Mustermengen

Die hergestellten Kraftstoffmuster wurden umfassend evaluiert und gegen die Normbereiche abgeglichen. Zur Bewertung der Benzinmuster wurden außerdem Literaturreferenzen für günstige Wertebereiche aus Sicht von Motorenherstellern herangezogen [78]. Durch die frühzeitige Einbeziehung der Industrieperspektive sollen Anforderungen, die für günstige Verbrennungseigenschaften in zukünftigen Motorenentwicklungen sorgen schon jetzt bei der Entwicklung des Produktionsprozesses berücksichtigt werden. Die evaluierten Parameter der Benzinmuster sind in Tabelle 12 aufgeführt. Die Einstufung der Werte wird durch farbliche Kennzeichnung dargestellt.





Tabelle 12: Evaluierte Kraftstoffeigenschaften der MtX-Benzin-Muster sowie Grenzen laut DIN EN228. Die farblich gekennzeichnete Einordnung der Werte basiert auf den Normwerten sowie Literaturreferenzen.

Parameter	Probe										DIN EN228
	G#01	G#02	G#03	G#04	G#05	G#06	G#07	G#08	G#09	G#10	
Dichte [kg/m ³]	702.2	702.5	720.9	718	700.6	697.9	711	703	717.3	698.6	min. 720 max. 775
EVAP @150°C [%]	100	98	64	92	98	96	71	98	72	97	
T90 [°C]	135.6	138.2	166.7	148.7	137.7	143.5	165.6	138.9	160.3	138.3	
Siedeende [°C]	146.4	154.3	179.5	158.3	152.4	159.2	180.9	154.1	172.5	156.1	max. 210
Aromaten [Vol.%]	0.06	0.41	0.09	0.12	0.12	0.07	0.06	0.11	0.08	0.09	max. 35
Aromaten >C8 [Vol.%]	0	0.27	0.05	0.05	0.03	0.02	0.03	0.06	0.03	0.03	-
Oxygenate [Vol.%]	0.0	0.08	0	0	0	0	0	0	0	0	max. 15
YSI berechnet [-]	55.4	57.2	72.8	68.5	55.9	56.2	66.4	57.2	70.5	55.1	
Heizwert [MJ/kg]	44.2	44.2	44.1	44.2	44.3	43.9	43.8	44.1	44.1	44.1	

Für alle Muster liegt die Dichte unterhalb des in der Norm vorgeschriebenen Wertebereichs, was jedoch durch entsprechendes Blending mit schwereren Komponenten bei der Herstellung des gebrauchsfertigen Kraftstoffs kompensiert werden könnte. Die chemische Zusammensetzung jedoch kann auf Basis der Literaturreferenzen zu günstigen Eigenschaften für die motorische Verbrennung insbesondere in Bezug auf das Emissionsverhalten als positiv bewertet werden, was sich insbesondere durch einen niedrigen Yield Sooting Index (YSI), also einer geringen Neigung zur Bildung von Partikelemissionen niederschlägt. Eine detaillierte Betrachtung der Siedekurve der Kraftstoffmuster ist in Abbildung 6.6 dargestellt.

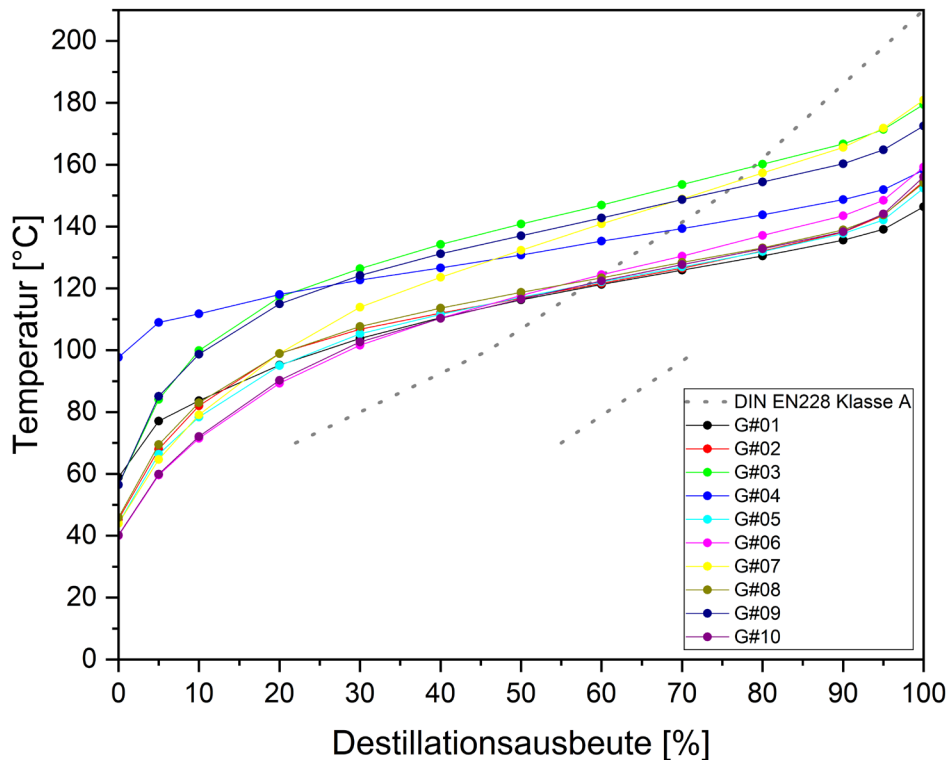


Abbildung 6.6: Siedeverläufe der Benzin Muster sowie Normbereiche laut DIN EN228 Klasse A.

Die Auswertung der Siedeverläufe zeigt, dass die Muster zu langsam sieden, also die Destillationsausbeute insbesondere im niedrigen Temperaturverlauf zu niedrig ist. Dies ließe sich ebenfalls durch entsprechendes Blending kompensieren, indem leichtsiedende Komponenten zugemischt werden. Alternativ könnte der Destillationsprozess modifiziert werden, was eine Reduktion der Benzinausbeute und eine Verschiebung hin zur Mitteldestillatfraktion zur Folge hätte.

Auf Basis bereits veröffentlichter Studien lässt sich urteilen, dass es mit dem betrachteten Prozess möglich ist, qualitativ hochwertige Benzinkomponenten zu erzeugen [79, 72]. Durch die im Rahmen dieser Studie durchgeführten Untersuchungen können weiterhin wertvolle Erkenntnisse bezüglich des Produktionsprozesses gewonnen werden. Zukünftige Arbeiten sollten sich intensiver mit dem Downstream Processing, insbesondere der destillativen Aufarbeitung des Rohprodukts, beschäftigen um anwendungsrelevante Aussagen zur Prozessführung treffen zu können und so die Umsetzung im industriellen Umfeld zu fördern.

Da die Ausbeute an Dieselfraktion aufgrund des Zielkonflikt zum bevorzugten Produkt Jetfuel sehr gering war (3 - 11 %, Proben im ml Maßstab), konnte lediglich eine eingeschränkte Bewertung der physikalischen Eigenschaften vorgenommen werden. Es wurden die Dichte sowie der Brennwert bestimmt, die Werte aller Proben sind in Tabelle 13 aufgeführt.



Tabelle 13: Evaluierte Kraftstoffeigenschaften der MtX-Diesel Muster sowie Grenzen laut Norm.

Parameter	Probe										EN 590
	D#01	D#02	D#03	D#04	D#05	D#06	D#07	D#08	D#09	D#10	
Dichte [kg/m ³]	842	847	843	847	844	845	843	846	846	845	min. 820 max. 845
Brennwert [MJ/kg]	46.5	46.7	46.5	46.5	46.6	46.6	46.6	46.6	46.6	46.6	

Der Brennwert der Proben liegt deutlich oberhalb des für Diesel bzw. Heizöl typischen Bereichs von ca. 45.4 MJ/kg, was in Bezug auf eine Anwendung als hocheffizienter Kraftstoff günstig ist. Unter Berücksichtigung der in der Norm EN 590 vorgegebenen Wertebereiche liegen die Dichten der hergestellten Proben entweder im oder nur knapp außerhalb des vorgeschriebenen Bereichs. Da in Anbetracht der geringen Ausbeute an Dieselfraktion ohnehin von einem Blending mit größeren Mengen weiterer Komponenten ausgegangen werden kann, stellt dies kein größeres Problem für die Anwendung dar. Im Hinblick auf die chemische Struktur des Kraftstoffs wäre ein Blending mit größeren Mengen weiterer Komponenten voraussichtlich ohnehin notwendig, da bedingt durch den hohen Anteil an iso-Alkanen geringe Werte für die Cetanzahl zu erwarten sind.

Für eine detaillierte Evaluation der Eignung der Dieselfraktion sind weitere Untersuchungen und insbesondere die Erzeugung größerer Probenmengen erforderlich. Da in Bezug auf die Ausbeute an Diesel allerdings ein Zielkonflikt zu Jetfuel vorliegt und dieser sowohl aus Sicht des Bedarfs sowie der Anwendungseigenschaften (vgl. Kapitel 6.3.4 Arbeitspaket C3.4: Bewertung von MtX-Produkt – Jetfuel) das wertvollere Produkt darstellt, sollte die Erzeugung von Diesel als Zielprodukt untergeordnet werden.

6.3.3 Arbeitspaket C3.3: Studie Technologievergleich

In Arbeitspaket C3.3 wurde im Rahmen einer Marktstudie ein Kostenbenchmarking und Technologievergleich für Methanol-to-Gasoline- und Methanol-to-Jet-Verfahren durchgeführt. Dazu wurden zunächst Technologieanbieter recherchiert und anschließend kontaktiert, um Kennzahlen der Verfahren wie spezifische Investitions- und Betriebskosten, aber auch Ausbeuten und Selektivitäten zu erheben. Diese Daten wurden in anonymisierter Form verwendet, um die Prozesse MtG und MtJ gegeneinander zu vergleichen und anschließend zu bewerten.

Der Grundlegende Vergleich der beiden Technologien zur Erzeugung von methanolbasierten Kraftstoffen zeigt, dass MtG als bereits im industriellen Maßstab demonstriertes Verfahren (TRL = 9) ein höheres Technological Readiness Level als MtJ aufweist, da dieses die Kombination zweier bislang nicht in diesem Maßstab verknüpften Prozesse darstellt (Methanol-to-Olefins (MtO): TRL = 9, Olefin Oligomerisierung: TRL = 8, Gesamtprozess MtJ: TRL = 4-7). Dieser Umstand ist begründet in der Historie der Verfahren; so wurden die Grundlagen des MtG Prozesses schon 1976 von der Mobil Oil Corporation veröffentlicht und die erste kommerzielle Anlage wurde 1985 in Neuseeland in Betrieb genommen [2, 80]. Das MtO Verfahren wurde ebenfalls von der Mobil Oil Corporation in den 1980er Jahren entwickelt und die Co-Oligomerisierung des MtO Produkt wurde in demselben Zeitraum von ExxonMobil, Axens IFP und Honeywell UOP beschrieben, allerdings aus wirtschaftlichen Gründen nie umgesetzt [80]. Hier zeichnet sich mit Blick auf die projektierten Anlagen eine Trendwende ab (vgl. Abbildung 6.5).

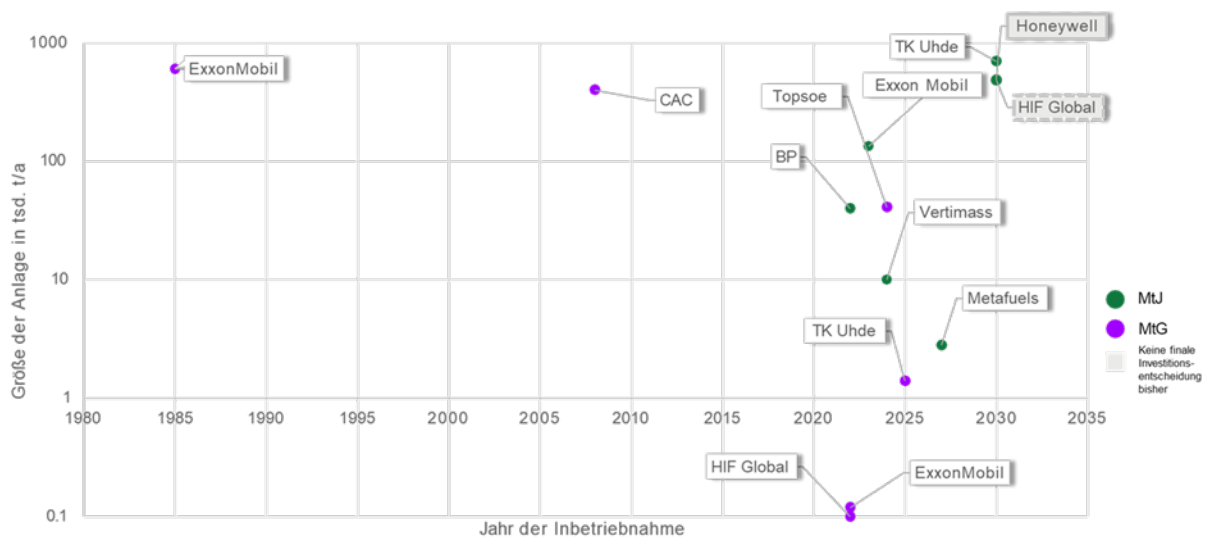


Abbildung 6.7: Übersicht errichteter und projektierter MtG- und MtJ-Anlagen. Quelle: Die Daten beziehen sich auf die Angaben aus öffentlich verfügbaren Informationen.

Aufgrund der politischen Entwicklungen bezüglich erneuerbarer Kraftstoffe, insbesondere der gesetzlich vorgeschriebenen SAF Quoten, werden derzeit Chancen auf einen positiven Business Case für den MtJ-Prozess aufgrund mangelnder Alternativen für den Ersatz von Kerosin gesehen. Dies spiegelt sich in einer größeren Anzahl projektierter MtJ-Anlagen im industriellen Maßstab. Da die aktuellen Rahmenbedingungen noch keinen wirtschaftlichen Betrieb ermöglichen, liegen allerdings insbesondere für die größten Anlagen noch keine finalen Investitionsentscheidungen vor.

Auf Basis der Befragung der Technologieanbieter sowie zusätzlich durchgeführter Experteninterviews wurde anschließend eine quantitative Bewertung der Prozesse durchgeführt. Dabei wurde der MtG-Prozess sowie zwei Prozessvarianten für MtJ, eine Fahrweise mit 50 % Jetfuel-Ausbeute sowie eine Fahrweise mit Recycling und dadurch höherer Jetfuel-Ausbeute von 90 %, betrachtet. Abbildung 6.8 zeigt die ermittelten spezifischen Investitionskosten sowie der daraus berechneten Produktkosten.

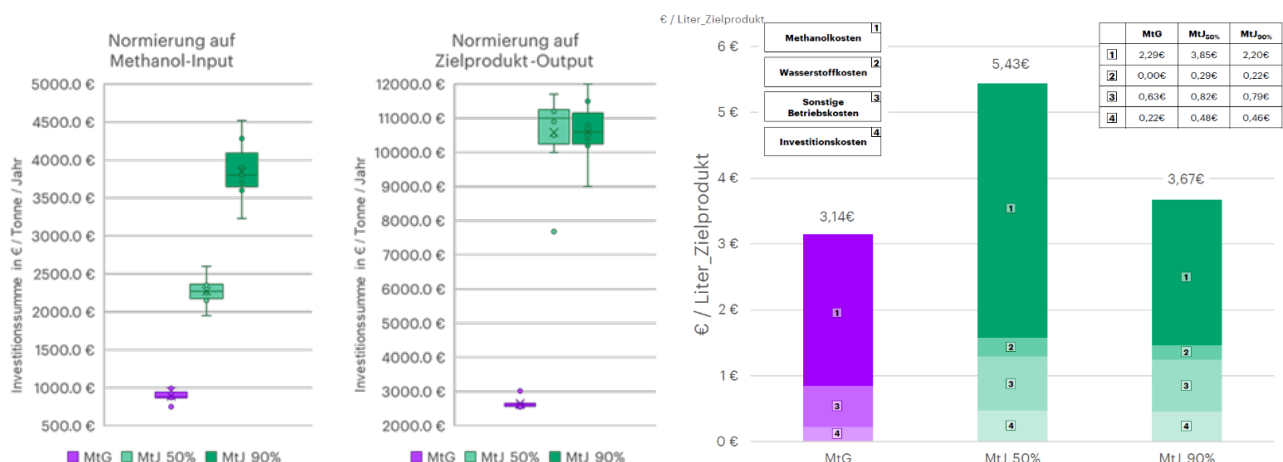


Abbildung 6.8 Technologievergleich MtG und MtJ: Investitionskosten normiert auf Input und Output (links)

Abbildung 6.8 zeigt einen Technologievergleich zwischen den Investitionskosten einer MtG und einer MtJ-Syntheseanlage (links) sowie aufgeschlüsselte spezifische Produktkosten (rechts). Betrachtet wurde eine Anlagenkapazität von 200 kt/a. Bei MtG-Anlagen ist das Zielprodukt Benzin, bei MtJ-Anlagen ist das Zielprodukt Jetfuel. Zur Berechnung der Produktpreise wurden Einkaufspreise von 1000 €/t für grünes Methanol und 7000 € für grünen Wasserstoff sowie Verkaufspreise von 1668 €/t und 1702 €/t für die Nebenprodukte grüner Diesel bzw. Benzin angenommen.

Aufgrund der höheren Komplexität des MtJ-Verfahrens liegen die Investitionskosten bezogen auf den Methanol-Input für die MtJ_50%-Variante mehr als doppelt so hoch und für die MtJ_90%-Variante mit dem durch das Recycling erhöhten apparativen Aufwand sogar viermal so hoch wie im Vergleich zu einem Standard MtG-Verfahren. Bezogen auf den Zielprodukt-Output liegen die beiden MtJ-Varianten durch die erhöhte Jetfuel-Ausbeute für MtJ_90% in etwa gleichauf. Die Kosten z.B. für eine 20 kt_{Kraftstoff}/a-Anlage lassen sich so auf 52 Mio.€ für eine MtG-Anlage und 210 Mio.€ für eine MtJ-Anlage abschätzen. Bezüglich der Produktkosten stellt Methanol mit Abstand den größten Kostenfaktor dar und verursacht etwa 60 – 70 % der anfallenden Kosten. Der Unterschied in den Investitionskosten macht im Vergleich von MtG zu MtJ 24 - 26 ct/l und die zusätzlich anfallenden Kosten für grünen Wasserstoff für MtJ 22 - 29 ct/l aus. Im Fall der betrachteten 200 kt/a-Anlage wurden die Produktkosten damit auf 3.14 €/l für MtG und 5.43 €/l bzw. 3.67 €/l für MtJ abgeschätzt. Da Methanol den größten Kostenfaktor darstellt wurde anschließend noch die Sensitivität der Produktkosten gegenüber einer Variation des Methanolpreises untersucht (s. Abbildung 6.9).



Abbildung 6.9: Auswirkung einer Variation des Methanolpreises auf die Produktkosten. Betrachtet wurde eine Anlagenkapazität von 200 kt/a.

Erwartungsgemäß wirkt sich eine Änderung des Methanolpreises stark auf den Produktpreis aus. Eine Halbierung des Preises von den im Basisfall verwendeten 1000 €/t auf 500 €/t, die in Studien zur Kostenentwicklung von grünem Methanol als realistisches Langfristszenario für Gunststandorte verwendet werden, hat so eine Reduktion des Produktionspreises um 40 % für MtG und 35 % bzw. 30 % für die MtJ-Verfahren zur Folge. Als neue Preise ergeben sich somit 1.88 €/l für MtG und 3.51 €/l bzw. 2.57 €/l für MtJ.

Die Umfrageteilnehmer wurden auch nach ihrem Interesse an einer Auf-/Umrüstung von MtG-Anlagen auf MtJ befragt. Dabei hat sich herausgestellt, dass es bei der Mehrzahl der Teilnehmer Überlegungen zu einer solchen Auf-/Umrüstung gibt und es auch schon konkrete Planungen zu Prototypen umgerüsteter Anlagen gibt.

6.3.4 Arbeitspaket C3.4: Bewertung von MtX-Produkt – Jetfuel

Für die Evaluation der Jetfuel Muster wurde ein zweistufiges Verfahren gewählt, da aufgrund der Neuheit des gewählten Syntheseprozesses noch nicht ausreichend Erfahrungen mit den Produktgemischen vorliegen. In einer ersten Stufe wurden alle Produktmuster qualitativ untersucht, um eine Auswahl von 4 Proben zu treffen die mit Hilfe des PreScreening®-Prozesses des DLR detailliert evaluiert werden. Dazu werden auf Basis der Zusammensetzung der Muster anwendungskritische Treibstoffeigenschaften mit den Eigenschaftsmodellen der DLR Simfuel®-Plattform vorhergesagt und mit den entsprechenden Spezifikationsgrenzen verglichen.

Die qualitative Evaluation hat zunächst ergeben, dass alle Muster zu rund 90 % aus iso-Alkanen bestehen, wobei es sich um Gemische einer Vielzahl von Isomeren handelt, die aufgrund ihrer strukturellen Ähnlichkeit nicht näher unterschieden werden können (vgl. Abbildung 6.10). Mit einem Anteil von etwa 10 % sind außerdem noch monocyclische-Alkane enthalten, Aromaten oder sonstige Heteroatome sind nicht nachweisbar. Die Gemische weisen eine breite Kettenlängenverteilung auf, was in Hinblick auf den zu erwartenden Siedeverlauf positiv zu bewerten ist. Da die Proben im Hinblick auf die Molekülstrukturen ähnlich sind, wurde die Auswahl der Muster für die detaillierte Analyse nach der Verteilung der Kettenlängen getroffen. Dabei wurden passende Proben ausgewählt, um einen möglichst breiten Erwartungsraum für potentielle Produktzusammensetzungen zu erhalten.

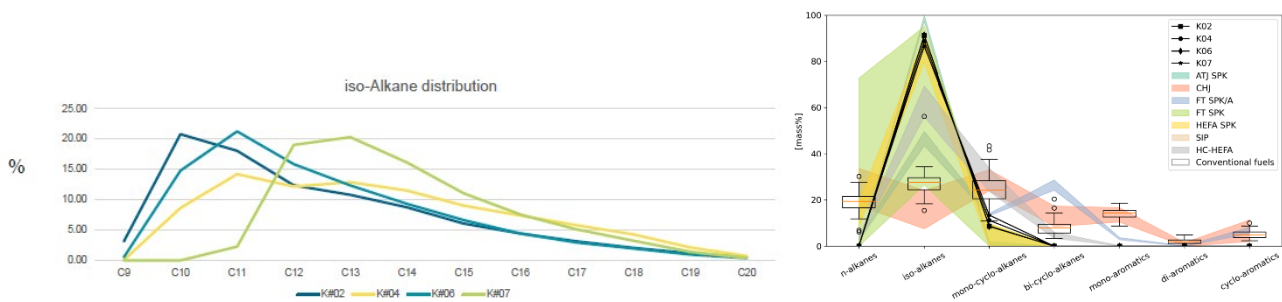


Abbildung 6.10: Kettenlängenverteilungen der für die detaillierte Analyse ausgewählten Kraftstoffmuster (links), Zusammensetzung der Muster sowie Vergleichswerte für konventionelle und alternative SAF nach Stoffklasse (rechts).

Bei K#02 handelt es sich um eine eher leichte, bei K#06 um eine mittlere und bei K#07 um eine schwere Fraktion. Außerdem wurde noch K#04 aufgenommen, da diese Probe im Gegensatz zu den anderen eine eher gleichmäßige Verteilung der Kettenlängen aufweist. Unter den gewählten Proben weist K#02 dabei die - der Kettenlänge nach - die größte Ähnlichkeit zu typischen Kerosinschnitten auf. Die Analyse der Siedekurven sowie die mit der Simfuel®-Plattform vorhergesagten Eigenschaften sind in Abbildung 6.11 dargestellt.

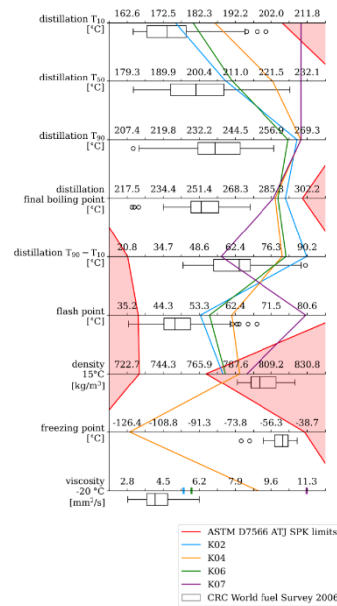
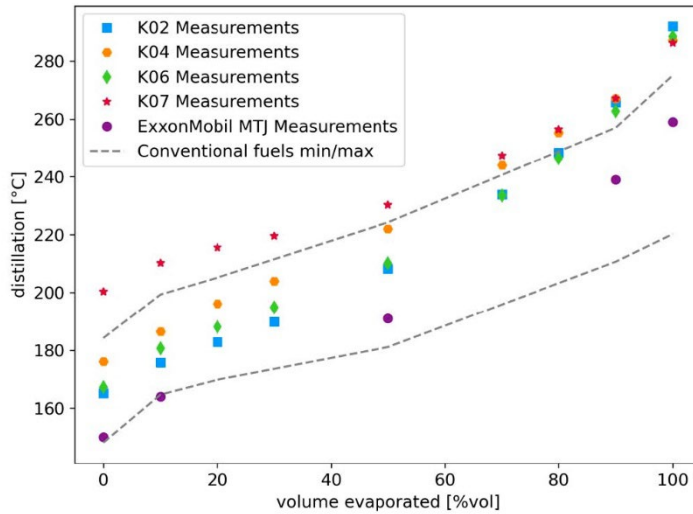


Abbildung 6.11: Siedekurven der Proben sowie eines Vergleichskraftstoffs (links), Vorhersage der Kraftstoffeigenschaften mit der Simfuel®-Plattform und Grenzen nach D7566 Annex 5 (AtJ-SPK, rechts).

Alle Proben weisen aufgrund ihrer breiten Kettenlängenverteilungen grundsätzlich ein gutes Siedeverhalten, also eine gleichmäßig ansteigende und nicht zu steil verlaufende Siedekurve auf. K#07 fällt dabei aufgrund der insgesamt recht hoch siedenden Zusammensetzung aus dem Normbereich. Außerdem führt der in der Destillation zur Maximierung der Kerosinausbeute hoch gewählte obere Destillationsschnitt zu hohen Siedeendpunkten, welche zukünftig reduziert werden sollten. Die Vorhersage der Kraftstoffeigenschaften mit der Simfuel®-Plattform zeigt, dass abgesehen von den Destillationseigenschaften die Werte für die Dichte sowie die Viskosität bei -40 °C zu hoch sind. Sämtliche dieser Punkte ließen sich durch eine Anpassung der Destillation, insbesondere des oberen Destillationsschnitts verbessern und so in die Grenzen der Norm verschieben.

Abschließend lässt sich festhalten, dass die Proben ein hohes Potenzial als synthetische Blendkomponenten aufweisen, insbesondere aufgrund der sehr guten Kältebeständigkeit die hier durch den Gefrierpunkt von ca. -126 °C für Probe K#04 demonstriert wird.



7 Zusammenfassung

Das Konzept einer auf Methanol-Edukten basierenden produktvariablen Syntheseanlage ermöglicht eine Spreizung der Investitionen über die Zeit.

Im Rahmen des Projektes „Forschungsunterstützte Maßnahmen zur Transformation von Anlagen für klimaneutrale Kraftstoffe (reFuels) in den industriellen Maßstab“ wurde der zweiphasige Aufbau zuerst als Benzinsynthese und anschließender Umbau in eine Jetfuel-Synthese untersucht. Hierzu wurden in Zusammenarbeit mit einem Technologieanbieter und Entwicklungsdienstleister die Stoff- und Mengenströme beider Anlagenkonzepte berechnet und auch die notwendigen Anlagenmodule in der Qualität eines sogenannten Basic-Engineering-Standes ausgelegt.

Der im Vergabeprozess ausgewählte Dienstleister CAC Engineering entwickelte hierbei ein detailliertes Konzept auf Basis der hauseigenen, auf Salzbettreaktoren ausgelegten Technologien. Die Verfahrenssimulation zeigte auf, welche Produktausbringung im Zusammenhang mit welchen Koppelprodukten und Energiebedarfen möglich wären. Der Umbau von der Benzin- in eine Jetfuel-Synthese erfolgt nach den Untersuchungen am günstigsten als Rückbau des MtG-Reaktors und Umbau in einen Olefin-Synthese-Reaktor (MtO Methanol-to-Olefin) – der sogenannten Oligomerisierung - mit nachgelagerten Anlagen zur Bildung der finalen Kraftstoffketten.

Die aus der Verfahrenssimulation des Entwicklungsdienstleisters gewonnenen Daten der benötigten Energie- und Stoffströme beim Einsatz von 200.000 t Methanol jährlich, wie auch die mit der Synthese gewonnenen Produkte und Koppelprodukte wurden in den Folgearbeiten in Berechnungsmodelle einer techno-ökonomischen Analyse (TEA) und einer Ökobilanz (LCA) überführt.

Die Analyse dieser Kostenanalyse zeigt die Methanolkosten als wesentlich bestimmende Größe für die Gesamtkosten auf, unabhängig davon, ob es sich um eine Benzinsynthese oder eine Jetfuel-Synthese handelt. Bei den operativen Kosten (OPEX) stellt Methanol >75% der Kosten bei der Benzinsynthese und ca. 50% der Kosten bei der Jet-Synthese dar. Ein Abgleich dieser Ergebnisse auf Basis von Literaturdaten mit den Erfahrungen des beauftragten Anlagenbauers und den Erfahrungen des das Projekt unterstützenden Raffineriebetreibers MiRO zeigt, dass die Größenordnung der Ergebnisse passend ist.

Zur Betrachtung der Investitionskosten wurden eine Methanol-basierte Jetfuel-Anlage im einstufigen Aufbau und eine Anlage im zweistufigen Aufbau verglichen. Beim zweistufigen Aufbau erfolgt zuerst der Aufbau einer Benzinsynthese und dann nach sechsjährigem Betrieb der Umbau in eine Jetfuel-Synthese. Durch die Möglichkeit, mit einem (im untersuchten Szenario) sechsjährigen Benzin-Synthesebetrieb einen Rückfluss der Kosten zu erzielen, schneidet der zweistufige Aufbau signifikant besser ab und erfordert einen geringeren Premium-Faktor zur Erzielung eines ausgeglichenes Geschäftsmodells.

Zum Abgleich der berechneten Werte mit den Erfahrungen in der Industrie wurde eine Studie untervergeben, bei der eine Befragung von Anlagenbauern und Betreibern durchgeführt wurde. Aus der Erfahrung vergangener Befragungen war uns bewusst, dass ein Unternehmen einer Universität keine konkreten Daten nennen würde. Erst die Befragung durch ein Unternehmen, das die Einordnung von Technologien im Markt mehrfach durchgeführt hat und damit den befragten Unternehmen auch einen Gegenwert bietet, verspricht die Chance auf eine Beteiligung und verlässliche Daten. Durch die aktuell begrenzte Zahl an Anlagenbauern und Anlagenbetreibern war die Zahl der Rückmeldungen eingeschränkt, aber die so gewonnenen und mit Unternehmenspublikationen ergänzten Ergebnisse liegen in der gleichen Größenordnung wie die im Projekt berechneten Daten und zeigen die Robustheit der Werkzeuge.



Basierend auf den oben beschriebenen Ergebnissen wurde die Skalierung der beschriebenen Technologie auf Basis des Degressions-Ansatzes diskutiert und Verbindungen zu den Infrastruktur-Randbedingungen aufgezeigt.

Zur Überprüfung der Umsetzbarkeit des in diesem Projekt entwickelten Konzeptes wurden nach den vorgeschlagenen Prozessen auch Kraftstoffe und Kraftstoffkomponenten synthetisiert. Hierzu wurden sogenannte Oligomere gebildet. Oligomere sind Moleküle, die durch ein im Vergleich zu Polymeren geringes Molekulargewicht auszeichnen, als Ergebnis einer geringeren Anzahl an Monomeren (im hier betrachteten Fall chemische Verbindungen als Basis einer wiederholten Kohlenwasserstoff-Struktur). Basierend auf den Olefinen als Basisbausteinen werden nachfolgend die Zielprodukte verkettet. Die Charakterisierung unterschiedlicher Kraftstoffarten erfolgt anhand ihrer physikalischen und chemischen Eigenschaften. Diese Eigenschaften sind Ergebnis unterschiedlicher Kohlenstoffkettenlängen der Moleküle und werden durch die Anzahl der verketteten Kohlenstoffatome beschrieben. Während Benzin eine Kohlenstoffkettenlänge von 4-12 Kohlenstoffatomen aufweist, zeigt Kerosin Kohlenstoffkettenlängen von 10-16 Kohlenstoffatomen und Diesel von 12-20 Kohlenstoffatomen. Die Trennung der Zielprodukte ermöglicht eine gewisse Flexibilität hinsichtlich der Zielausbeute einzelner Produkte, beeinflusst aber auch deren Qualität. Die hier durchgeführten Synthesen haben gezeigt, dass mehrere Varianten eine Verschiebung der Produktanteile in beschränkten Grenzen ermöglichen und Veränderungen der Produktqualitäten durch gezieltes Blending kompensiert werden können. Einzig einzelne Benzinanteile sind wegen veränderter Sidelinien (Verdampfungsverhalten) kritisch zu betrachten. Die Einsetzbarkeit der Kerosin-Bestandteile wurde mit Blick auf eine aktuell maximale Beimischung von 50% anhand der physikalischen Eigenschaften betrachtet. Das sogenannte Pre-screening wurde hierbei als Dienstleistung durch das DLR Stuttgart durchgeführt. Auch hier konnten die Experimente eine Einsetzbarkeit der vorgeschlagenen Prozesse bestätigen.

8 Literatur

1. Methanol Institute (2025) Methanol Price and Supply/Demand. <https://www.methanol.org/methanol-price-supply-demand/>
2. Arnold U, Chowdhury AG, Drexler M et al. (2023) Methanol als Schlüsselement für die Herstellung von Kraftstoffen: Teil 1. *gwf Gas + Energie* 01 | 2023:71–77
3. Carbon Recycling International A PROVEN CARBON UTILISATION SOLUTION. <https://carbonrecycling.com/>
4. C1 Green Chemicals AG Das Projekt Leuna100 schreibt Industriegeschichte. <https://www.leuna100.de/de>. Accessed 03 Jun 2025
5. Niethammer B, Wodarz S, Betz M et al. (2018) Alternative Liquid Fuels from Renewable Resources. *Chemie Ingenieur Technik* 90:99–112. <https://doi.org/10.1002/cite.201700117>
6. HIF Global HIF Global. <https://hifglobal.com/home>
7. ECHA Eintrag Methanol ECHA Datenbank. <https://echa.europa.eu/de/brief-profile/->. Accessed 04 Jun 2025
8. HSDB (2018) Eintrag Methanol Hazardous Substances Data Bank (HSDB). <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/source/hsdb/93#section=Human-Health-Effects>. Accessed 25-06-04
9. T3DB (2024) Eintrag Methanol Toxin and Toxin Target Database (T3DB). <http://www.t3db.ca/toxins/T3D0771>. Accessed 25-06-04
10. Methanol Institute Methanol Safe Handling Manual. https://www.methanol.org/wp-content/uploads/2020/03/Safe-Handling-Manual_5th-Edition_Final.pdf. Accessed 25-06-04
11. Olah GA, Goepfert A, Prakash GKS (2018) Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy, 3. aktualis. u. erw. Auflage. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim



12. Methanol Institute METHANOL SAFE HANDLING AND SAFE BERTHING TECHNICAL BULLETIN
13. methanex Methanol Safety Data Sheets. Accessed 25-06-04
14. Nora Wissner, Martin Cames, Sean Healy et al. (2023) Methanol as a marine fuel
15. Adobe InDesign 18.5 Methanol in der Wasserstoffwirtschaft –: Energieträger mit herausfordernden Gefährdungen
16. Transport Canada, U.S. Department of Transportation & Estados Unidos Mexicanos 2024 Emergency Response Guidebook
17. Staiß F, Adolf J, Ausfelder F et al. (2022) Optionen für den Import grünen Wasserstoffs nach Deutschland bis zum Jahr 2030. acatech - Deutsche Akademie der Technikwissenschaften
18. NABU Bundesverband (2023) Studie: Methanol als Schiffstreibstoff: Risiken und Perspektiven - Zusammenfassung
19. Schorn F, Breuer JL, Samsun RC et al. (2021) Methanol as a renewable energy carrier: An assessment of production and transportation costs for selected global locations. *Advances in Applied Energy* 3:100050. <https://doi.org/10.1016/j.adapen.2021.100050>
20. Fasihi M, Breyer C Baseload electricity and hydrogen supply based on hybrid PV-wind power plants, vol 243
21. Christoph Hank, Marius Holst, Connor Thelen, Christoph Kost, Sven Längle, Achim Schaadt, Tom Smolinka (2023) POWER-TO-X COUNTRY ANALYSES: Site-specific, comparative analysis for suitable Power-to-X pathways and products in developing and emerging countries
22. Hydrogen Council (2020) Path to hydrogen competitiveness: A cost perspective. <https://hydrogencouncil.com/en/path-to-hydrogen-competitiveness-a-cost-perspective/>
23. Hank C, Sternberg A, Köppel N et al. Energy efficiency and economic assessment of imported energy carriers based on renewable electricity, vol 4
24. M. Pfennig, N. Gerhardt, C. Pape, D. Böttger (2017) Mittel- und langfristige Potenziale von PTL- und H2-Importen aus Internationalen EE-Vorzugsregionen: Teilbericht im Rahmen des Projektes: KLIMAWIRKSAMKEIT ELEKTROMOBILITÄT - Entwicklungsoptionen des Straßenverkehrs unter Berücksichtigung der Rückkopplung des Energieversorgungssystems in Hinblick auf mittel- und langfristige Klimaziele
25. T. Hajonides van der Meulen, T. Speelman, R. Dowling, E. Gerritse (2023) Green maritime methanol: A supply chain cost analysis
26. K. Gao, N. Soulopoulos, P. Geurts, R. Oates, C. Curry (2024) Scaling Up Hydrogen: The Case for Low-Carbon Methanol: A BNEF and Climate Technology Coalition White Paper
27. A. Soler, J. Dekeyser, A. Ramasary, V. Gordillo, W. Lilley, P. Schmidt, W. Weindorf, T. Raksha, S. Failer, Y. Astono, T. Houghton, S. Dell’Orco, A. Feroz (2024) E-Fuels: A techno- economic assessment of European domestic production and imports towards 2050 – Update
28. F.T. Hong, V. Gordillo Zavaleta, X. Xue, K. Zhao (2024) Accelerating the Net-zero Transition: Assessing Potentials of E-fuels in China’s Road Transport
29. Sollai S, Porcu A, Tola V et al. Renewable methanol production from green hydrogen and captured CO2: A techno-economic assessment, vol 68
30. N. Berghout, S. McCulloch, S. Bennett, Berly, H. Blanco, A. Fernandez Pales, N. Putting CO2 to Use: Creating value from emissions
31. Andersson J, Lundgren J, Marklund M (2014) Methanol production via pressurized entrained flow biomass gasification: Techno-economic comparison of integrated vs. stand-alone production, *Biomass and Bioenergy*, vol 64
32. Pratschner S, Radosits F, Ajanovic A et al. (2023) Techno-economic assessment of a power-to-green methanol plant, vol 75
33. S. Kang, F. Boshell, A. Goepfert, S.G. Prakash, I. Landälv, D. Saygin (2021) Innovation outlook: renewable methanol, International Renewable Energy Agency, Abu Dhabi





34. Butera G, Jensen SH, Ahrenfeldt J et al. Techno-economic analysis of methanol production units coupling solid oxide cells and thermochemical biomass conversion via the TwoStage gasifier, vol 215
35. Detz RJ, Reek JNH, van der Zwaan BCC The future of solar fuels: when could they become competitive?, vol 11
36. S. Kreidelmeyer, H. Dambeck, A. Kirchner, M. Wünsch Kosten und Transformationspfade für strombasierte Energieträger, 2020
37. J. Schuler, A. Ardone, W. Fichtner (2024) A review of shipping cost projections for hydrogen- based energy carriers, International Journal of Hydrogen Energy
38. Runge P, Sölch C, Albert J et al. Economic Comparison of Electric Fuels Produced at Excellent Locations for Renewable Energies: A Scenario for 2035
39. Al-Breiki M, Bicer Y Comparative cost assessment of sustainable energy carriers produced from natural gas accounting for boil-off gas and social cost of carbon, vol 6
40. European Environment Agency (2021) Rail and waterborne : best for low-carbon motorised transport, Publications Office, LU
41. Hafen Hamburg Marketing e.V. (HHM), Port of Hamburg, (n.d.). <https://www.hafen-hamburg.de>. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
42. Hamburg Marketing e.V. (2023) Behörde für Wirtschaft und Innovation, Hermann Lothar & Co. Mineralölhandels-gesellschaft mbH, Hamburg Blue Hub – CO₂-neutrale Lagerung von CO₂-neutralen Kraftstoffen wie Wasserstoff, e-Methanol, e-Fuels und e-Kerosin, Hafen 2024. <https://www.hafen-hamburg.de/de/presse/news/hamburg-blue-hub-co2-neutrale-lagerung-von-co2-neutralen-kraftstoffen-wie-wasserstoff-e-methanol-e-fuels-und-e-kerosin/>
43. Havenbedrijf Rotterdam N.V., Port of Rotterdam. <https://www.portofrotterdam.com/de>
44. Port of Rotterdam X-Press puts into operation the first of 14 methanol vessels. <https://www.portofrotterdam.com/en/news-and-press-releases/x-press-puts-operation-first-14-methanol-vessels>. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
45. Port of Rotterdam , X-Press Feeders will start bunkering green methanol at OCI Global in Rotterdam, (2023). <https://www.portofrotterdam.com/en/news-and-press-releases/x-press-feeders-will-start-bunkering-green-methanol-at-oci-global-in>. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
46. Port of Rotterdam (2023) Maersk vessel tanks green methanol for the first time in Rotterdam. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
47. Port of Rotterdam (2022) Gidara Energy AMR will convert non-recyclable waste into advanced biofuels. Accessed (accessed)
48. GIDARA Energy ((accessed 2025)) GIDARA Energy Announces Major Milestone: Environmental Permit for Advanced Methanol Facility. <https://www.gidara-energy.com/news-articles/gidara-energy-announces-major-milestone-environmental-permit-for-advanced-methanol-facility/>
49. Haropa Port Grand port fluvio-maritime de l'axe Seine. <https://www.haropaport.com/en>. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
50. Qair (2024) France: Qair to develop e-methanol project on Haropa Port site in Le Havre. <https://www.qair.energy/news/france-qair-to-develop-e-methanol-project-on-haropa->. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
51. Port de Barcelona Barcelona Port Authority. <https://www.portdebarcelona.cat/en>. Accessed (accessed 12 Feb 2025)
52. DB Cargo AG (2023) Mit DB Cargo und Transfesa durchgängig nach Barcelona. <https://www.dbcargo.com/rail-de-de/logistik-news/mit-db-cargo-und-transfesa-durchgaengig-nach-barcelona-10065046>. Accessed (accessed 12 Feb 2025)
53. BASF SE (2021) BASF stellt innovatives Tankschiff für Rhein-Niedrigwasser vor. <https://www.basf.com/dam/jcr:81823a2a-dbda-392a-8d70->



- 0d2249579454/basf/www/global/de/documents/Ludwigshafen/the-site/news-and-media/2021/01/P110_Innovatives_Tankschiff_fuer_Rhein-Niedrigwasser.pdf
54. viadonau (2020) Transport von (petro)chemischen Produkten mit dem Binnenschiff Wissenswertes über den Transport auf der Donau.
https://www.google.com/url?sa=t&source=web&rct=j&opi=89978449&url=https://www.viadonau.org/fileadmin/user_upload/Transport_chem_petrochem_Produnkte.pdf&ved=2ahUKEwjHIKeimPqKAxVM1QIHXXbZOzcQFnoECBAQAQ&usq=AOvVaw3GDGTCiZSsiil bmxIAEIt. Accessed 16 Jan 2025
 55. van der Meulen S, Grijspaardt T, Mars W et al. (2023) Cost Figures for Freight Transport – final report: Kostenkengetallen voor Goederenvervoer - eindrapportage
 56. Unterstaller A (2022) Transport and environment report 2020 - Train or plane?: EEA Report 19/2020.
<https://www.eea.europa.eu/en/analysis/publications/transport-and-environment-report-2020/transport-and-environment-report-2020/@@download/file>
 57. Raabe T (2024) Abschlussbericht Technische Studie NeoMetha: Neuartiges flexibles Anlagenkonzept auf dem Weg von Methanol-to-Gasoline zu einer Methanol-to-Jet (MtJ) Anlage, Freiberg
 58. SEA-DISTANCES.ORG (2025) Online Berechnungstool SEA DISTANCES / PORT DISTANCES. <https://sea-distances.org/>. Accessed (accessed 17 Jan 2025)
 59. DB Cargo AG (2025) Onlinetool Entfernungssuche.
<https://diium.dbcargo.com/diium/profisuche.action?initContext=1&style=stinnes>. Accessed (accessed 17 Jan 2025)
 60. A. Brenschede (2025) Online Tool Route planner for European inland waterways.
<https://brouter.grade.de/>. Accessed (accessed 17 Jan 2025)
 61. Lotz J, Gjedrem S, Nicoleit T (2024) Studie: Kostenbenchmarking und Technologievergleich für MtG- und MtJ: Projektdokumentation der Accenture GmbH für das Karlsruher Institut für Technologie (KIT)
 62. Exxon Mobil Corporation (2016) Methanol conversion to gasoline technology.
<https://www.exxonmobilchemical.com/en/resources/library/library-detail/13510/asset>. Accessed (accessed 21 Jan 2024)
 63. NOW GmbH Renewable Energy Directive III (RED III) Targets for Renewable Fuels in Transport.
<https://www.google.com/url?sa=t&source=web&rct=j&opi=89978449&url=https://www.n>. Accessed (accessed 22 Jan 2025)
 64. Tabibian SS, Sharifzadeh M (2023) Statistical and analytical investigation of methanol applications, production technologies, value-chain and economy with a special focus on renewable methanol. Renewable and Sustainable Energy Reviews 179:113281. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2023.113281>
 65. Battaglia F, Buchanan BG, Fiordelisi F et al. (2021) Securitization and crash risk: Evidence from large European banks. Journal of International Financial Markets, Institutions and Money 72:101339.
<https://doi.org/10.1016/j.intfin.2021.101339>
 66. (2006) DIN EN ISO 14040: Ökobilanz – Grundsätze und Rahmenbedingungen.: DIN EN ISO 14040:2006. Beuth Verlag GmbH, Berlin
 67. Wernet G, Bauer C, Steubing B et al. The ecoinvent database version 3 (part I): overview and methodology, vol 21
 68. Pahle M, Günther C, Osorio S et al. (2023) The Emerging Endgame: The EU ETS on the Road Towards Climate Neutrality. SSRN Journal. <https://doi.org/10.2139/ssrn.4373443>
 69. Towler G, Sinnott R (2013) Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, 2.th edn. Elsevier
 70. Deutscher Wasserstoff- und Brennstoffzellen-Verband (2023) Wasserstoff-Importstrategie für Deutschland: DWV-Positionspapier, Berlin
 71. Fuchs C, Arnold U, Sauer J (Co-)Oligomerization of Olefins to Hydrocarbon Fuels: Influence of Feed Composition and Pressure, vol 95



72. Fuchs C, Arnold U, Sauer J Synthesis of sustainable aviation fuels via (co-)oligomerization of light olefins, vol 382
73. Betz M, Fuchs C, Zevaco TA et al. Production of hydrocarbon fuels by heterogeneously catalyzed oligomerization of ethylene: Tuning of the product distribution, vol 166
74. Fuchs C, Arnold U, Sauer J Synthesis of sustainable aviation fuels via (co-)oligomerization of light olefins, vol 382
75. DIN (2024) Unverbleite Ottokraftstoffe – Anforderungen und Prüfverfahren(228)
76. American Society for Testing and Materials (2024) D7566a Standard Specification for Aviation Turbine Fuel Containing Synthesized Hydrocarbons 75.160.20 Flüssige Brennstoffe, Kraftstoffe(D7566a)
77. American Society for Testing and Materials (2024) Standard Practice for Evaluation of New Aviation Turbine Fuels and Fuel Additives 75.160.20 Flüssige Brennstoffe, Kraftstoffe
78. Krämer H Drop-in renewable gasoline fuels for CO₂ reduction: Evaluation and demonstration of functional potentials. In: 9th International Engine Congress 2022, vol 9
79. Betz M, Fuchs C, Zevaco TA et al. (2022) Production of hydrocarbon fuels by heterogeneously catalyzed oligomerization of ethylene: Tuning of the product distribution. Biomass and Bioenergy 166:106595. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106595>
80. Arnold U, Chowdhury AG, Drexler M et al. (2023) Methanol als Schlüsselement für die Herstellung von Kraftstoffen: Teil 2. gwf Gas + Energie 02-03 | 2023:58–67

9 Literatur

1. Methanol Institute (2025) Methanol Price and Supply/Demand. <https://www.methanol.org/methanol-price-supply-demand/>
2. Arnold U, Chowdhury AG, Drexler M et al. (2023) Methanol als Schlüsselement für die Herstellung von Kraftstoffen: Teil 1. gwf Gas + Energie 01 | 2023:71–77
3. Carbon Recycling International A PROVEN CARBON UTILISATION SOLUTION. <https://carbonrecycling.com/>
4. C1 Green Chemicals AG Das Projekt Leuna100 schreibt Industrie-geschichte. <https://www.leuna100.de/de>. Accessed 03 Jun 2025
5. Niethammer B, Wodarz S, Betz M et al. (2018) Alternative Liquid Fuels from Renewable Resources. Chemie Ingenieur Technik 90:99–112. <https://doi.org/10.1002/cite.201700117>
6. HIF Global HIF Global. <https://hifglobal.com/home>
7. ECHA Eintrag Methanol ECHA Datenbank. <https://echa.europa.eu/de/brief-profile/->. Accessed 04 Jun 2025
8. HSDB (2018) Eintrag Methanol Hazardous Substances Data Bank (HSDB). <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/source/hsdb/93#section=Human-Health-Effects>. Accessed 25-06-04
9. T3DB (2024) Eintrag Methanol Toxin and Toxin Target Database (T3DB). <http://www.t3db.ca/toxins/T3D0771>. Accessed 25-06-04
10. Methanol Institute Methanol Safe Handling Manual. https://www.methanol.org/wp-content/uploads/2020/03/Safe-Handling-Manual_5th-Edition_Final.pdf. Accessed 25-06-04
11. Olah GA, Goepfert A, Prakash GKS (2018) Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy, 3. aktualis. u. erw. Auflage. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim
12. Methanol Institute METHANOL SAFE HANDLING AND SAFE BERTHING TECHNICAL BULLETIN
13. methanex Methanol Safety Data Sheets. Accessed 25-06-04
14. Nora Wissner, Martin Cames, Sean Healy et al. (2023) Methanol as a marine fuel
15. Adobe InDesign 18.5 Methanol in der Wasserstoffwirtschaft –: Energieträger mit herausfordernden Gefährdungen





16. Transport Canada, U.S. Department of Transportation & Estados Unidos Mexicanos 2024 Emergency Response Guidebook
17. Staiß F, Adolf J, Ausfelder F et al. (2022) Optionen für den Import grünen Wasserstoffs nach Deutschland bis zum Jahr 2030. acatech - Deutsche Akademie der Technikwissenschaften
18. NABU Bundesverband (2023) Studie: Methanol als Schiffstreibstoff: Risiken und Perspektiven - Zusammenfassung
19. Schorn F, Breuer JL, Samsun RC et al. (2021) Methanol as a renewable energy carrier: An assessment of production and transportation costs for selected global locations. *Advances in Applied Energy* 3:100050. <https://doi.org/10.1016/j.adapen.2021.100050>
20. Fasihi M, Breyer C Baseload electricity and hydrogen supply based on hybrid PV-wind power plants, vol 243
21. Christoph Hank, Marius Holst, Connor Thelen, Christoph Kost, Sven Längle, Achim Schaadt, Tom Smolinka (2023) POWER-TO-X COUNTRY ANALYSES: Site-specific, comparative analysis for suitable Power-to-X pathways and products in developing and emerging countries
22. Hydrogen Council (2020) Path to hydrogen competitiveness: A cost perspective. <https://hydrogencouncil.com/en/path-to-hydrogen-competitiveness-a-cost-perspective/>
23. Hank C, Sternberg A, Köppel N et al. Energy efficiency and economic assessment of imported energy carriers based on renewable electricity, vol 4
24. M. Pfennig, N. Gerhardt, C. Pape, D. Böttger (2017) Mittel- und langfristige Potenziale von PTL- und H2-Importen aus Internationalen EE-Vorzugsregionen: Teilbericht im Rahmen des Projektes: KLIMAWIRKSAMKEIT ELEKTROMOBILITÄT - Entwicklungsoptionen des Straßenverkehrs unter Berücksichtigung der Rückkopplung des Energieversorgungssystems in Hinblick auf mittel- und langfristige Klimaziele
25. T. Hajonides van der Meulen, T. Speelman, R. Dowling, E. Gerritse (2023) Green maritime methanol: A supply chain cost analysis
26. K. Gao, N. Soulopoulos, P. Geurts, R. Oates, C. Curry (2024) Scaling Up Hydrogen: The Case for Low-Carbon Methanol: A BNEF and Climate Technology Coalition White Paper
27. A. Soler, J. Dekeyser, A. Ramasary, V. Gordillo, W. Lilley, P. Schmidt, W. Weindorf, T. Raksha, S. Failer, Y. Astono, T. Houghton, S. Dell’Orco, A. Feroz (2024) E-Fuels: A techno- economic assessment of European domestic production and imports towards 2050 – Update
28. F.T. Hong, V. Gordillo Zavaleta, X. Xue, K. Zhao (2024) Accelerating the Net-zero Transition: Assessing Potentials of E-fuels in China’s Road Transport
29. Sollai S, Porcu A, Tola V et al. Renewable methanol production from green hydrogen and captured CO2: A techno-economic assessment, vol 68
30. N. Berghout, S. McCulloch, S. Bennett, Berly, H. Blanco, A. Fernandez Pales, N. Putting CO2 to Use: Creating value from emissions
31. Andersson J, Lundgren J, Marklund M (2014) Methanol production via pressurized entrained flow biomass gasification: Techno-economic comparison of integrated vs. stand-alone production, *Biomass and Bioenergy*, vol 64
32. Pratschner S, Radosits F, Ajanovic A et al. (2023) Techno-economic assessment of a power-to-green methanol plant, vol 75
33. S. Kang, F. Boshell, A. Goepfert, S.G. Prakash, I. Landälv, D. Saygin (2021) Innovation outlook: renewable methanol, International Renewable Energy Agency, Abu Dhabi
34. Butera G, Jensen SH, Ahrenfeldt J et al. Techno-economic analysis of methanol production units coupling solid oxide cells and thermochemical biomass conversion via the TwoStage gasifier, vol 215
35. Detz RJ, Reek JNH, van der Zwaan BCC The future of solar fuels: when could they become competitive?, vol 11



36. S. Kreidelmeyer, H. Dambeck, A. Kirchner, M. Wünsch Kosten und Transformationspfade für strombasierte Energieträger, 2020
37. J. Schuler, A. Ardone, W. Fichtner (2024) A review of shipping cost projections for hydrogen- based energy carriers, International Journal of Hydrogen Energy
38. Runge P, Sölch C, Albert J et al. Economic Comparison of Electric Fuels Produced at Excellent Locations for Renewable Energies: A Scenario for 2035
39. Al-Breiki M, Bicer Y Comparative cost assessment of sustainable energy carriers produced from natural gas accounting for boil-off gas and social cost of carbon, vol 6
40. European Environment Agency (2021) Rail and waterborne : best for low-carbon motorised transport, Publications Office, LU
41. Hafen Hamburg Marketing e.V. (HHM), Port of Hamburg, (n.d.). <https://www.hafen-hamburg.de>. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
42. Hamburg Marketing e.V. (2023) Behörde für Wirtschaft und Innovation, Hermann Lothar & Co. Mineralölhandels-gesellschaft mbH, Hamburg Blue Hub – CO₂-neutrale Lagerung von CO₂-neutralen Kraftstoffen wie Wasserstoff, e-Methanol, e-Fuels und e-Kerosin, Hafen 2024. <https://www.hafen-hamburg.de/de/presse/news/hamburg-blue-hub-c02-neutrale-lagerung-von-c02-neutralen-kraftstoffen-wie-wasserstoff-e-methanol-e-fuels-und-e-kerosin/>
43. Havenbedrijf Rotterdam N.V., Port of Rotterdam. <https://www.portofrotterdam.com/de>
44. Port of Rotterdam X-Press puts into operation the first of 14 methanol vessels. <https://www.portofrotterdam.com/en/news-and-press-releases/x-press-puts-operation-first-14-methanol-vessels>. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
45. Port of Rotterdam , X-Press Feeders will start bunkering green methanol at OCI Global in Rotterdam, (2023). <https://www.portofrotterdam.com/en/news-and-press-releases/x-press-feeders-will-start-bunkering-green-methanol-at-oci-global-in>. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
46. Port of Rotterdam (2023) Maersk vessel tanks green methanol for the first time in Rotterdam. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
47. Port of Rotterdam (2022) Gidara Energy AMR will convert non-recyclable waste into advanced biofuels. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
48. GIDARA Energy ((accessed 2025)) GIDARA Energy Announces Major Milestone: Environmental Permit for Advanced Methanol Facility. <https://www.gidara-energy.com/news-articles/gidara-energy-announces-major-milestone-environmental-permit-for-advanced-methanol-facility/>
49. Haropa Port Grand port fluvio-maritime de l'axe Seine. <https://www.haropaport.com/en>. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
50. Qair (2024) France: Qair to develop e-methanol project on Haropa Port site in Le Havre. <https://www.qair.energy/news/france-qair-to-develop-e-methanol-project-on-haropa->. Accessed (accessed 15 Jan 2025)
51. Port de Barcelona Barcelona Port Authority. <https://www.portdebarcelona.cat/en>. Accessed (accessed 12 Feb 2025)
52. DB Cargo AG (2023) Mit DB Cargo und Transfesa durchgängig nach Barcelona. <https://www.dbcargo.com/rail-de-de/logistik-news/mit-db-cargo-und-transfesa-durchgaengig-nach-barcelona-10065046>. Accessed (accessed 12 Feb 2025)
53. BASF SE (2021) BASF stellt innovatives Tankschiff für Rhein-Niedrigwasser vor. https://www.basf.com/dam/jcr:81823a2a-dbda-392a-8d70-0d2249579454/basf/www/global/de/documents/Ludwigshafen/the-site/news-and-media/2021/01/P110_Innovatives_Tankschiff_fuer_Rhein-Niedrigwasser.pdf
54. viadonau (2020) Transport von (petro)chemischen Produkten mit dem Binnenschiff Wissenswertes über den Transport auf der Donau. <https://www.google.com/url?sa=t&source=web&rct=j&opi=89978449&url=https://www.vi>





- adonau.org/fileadmin/user_upload/Transport_chem_petrochem_Produkte.pdf&ved=2ah
UKEwjHIKeimPqKAxVM1QIHXXbZOzcQFnoECBAQAQ&usg=AOvVaw3GDGTCiZSsiil bmxIAEIt. Accessed
accessed 16 Jan 2025
55. van der Meulen S, Grijspaardt T, Mars W et al. (2023) Cost Figures for Freight Transport – final report: Kostenkengetallen voor Goederenvervoer - eindrapportage
 56. Unterstaller A (2022) Transport and environment report 2020 - Train or plane?: EEA Report 19/2020. <https://www.eea.europa.eu/en/analysis/publications/transport-and-environment-report-2020/transport-and-environment-report-2020/@@download/file>
 57. Raabe T (2024) Abschlussbericht Technische Studie NeoMetha: Neuartiges flexibles Anlagenkonzept auf dem Weg von Methanol-to-Gasoline zu einer Methanol-to-Jet (MtJ) Anlage, Freiberg
 58. SEA-DISTANCES.ORG (2025) Online Berechnungstool SEA DISTANCES / PORT DISTANCES. <https://sea-distances.org/>. Accessed (accessed 17 Jan 2025)
 59. DB Cargo AG (2025) Onlinetool Entfernungssuche. <https://diium.dbcargo.com/diium/profisuche.action?initContext=1&style=stinnes>. Accessed (accessed 17 Jan 2025)
 60. A. Brenschede (2025) Online Tool Route planner for European inland waterways. <https://brouter.grade.de/>. Accessed (accessed 17 Jan 2025)
 61. Lotz J, Gjedrem S, Nicoleit T (2024) Studie: Kostenbenchmarking und Technologievergleich für MtG- und MtJ: Projektdokumentation der Accenture GmbH für das Karlsruher Institut für Technologie (KIT)
 62. Exxon Mobil Corporation (2016) Methanol conversion to gasoline technology. <https://www.exxonmobilchemical.com/en/resources/library/library-detail/13510/asset>. Accessed (accessed 21 Jan 2024)
 63. NOW GmbH Renewable Energy Directive III (RED III) Targets for Renewable Fuels in Transport. <https://www.google.com/url?sa=t&source=web&rct=j&opi=89978449&url=https://www.n>. Accessed (accessed 22 Jan 2025)
 64. Tabibian SS, Sharifzadeh M (2023) Statistical and analytical investigation of methanol applications, production technologies, value-chain and economy with a special focus on renewable methanol. Renewable and Sustainable Energy Reviews 179:113281. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2023.113281>
 65. Battaglia F, Buchanan BG, Fiordelisi F et al. (2021) Securitization and crash risk: Evidence from large European banks. Journal of International Financial Markets, Institutions and Money 72:101339. <https://doi.org/10.1016/j.intfin.2021.101339>
 66. (2006) DIN EN ISO 14040: Ökobilanz – Grundsätze und Rahmenbedingungen.: DIN EN ISO 14040:2006. Beuth Verlag GmbH, Berlin
 67. Wernet G, Bauer C, Steubing B et al. The ecoinvent database version 3 (part I): overview and methodology, vol 21
 68. Pahle M, Günther C, Osorio S et al. (2023) The Emerging Endgame: The EU ETS on the Road Towards Climate Neutrality. SSRN Journal. <https://doi.org/10.2139/ssrn.4373443>
 69. Towler G, Sinnott R (2013) Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, 2.th edn. Elsevier
 70. Deutscher Wasserstoff- und Brennstoffzellen-Verband (2023) Wasserstoff-Importstrategie für Deutschland: DWV-Positionspapier, Berlin
 71. Fuchs C, Arnold U, Sauer J (Co-)Oligomerization of Olefins to Hydrocarbon Fuels: Influence of Feed Composition and Pressure, vol 95
 72. Fuchs C, Arnold U, Sauer J Synthesis of sustainable aviation fuels via (co-)oligomerization of light olefins, vol 382
 73. Betz M, Fuchs C, Zevaco TA et al. Production of hydrocarbon fuels by heterogeneously catalyzed oligomerization of ethylene: Tuning of the product distribution, vol 166





74. Fuchs C, Arnold U, Sauer J Synthesis of sustainable aviation fuels via (co-)oligomerization of light olefins, vol 382
75. DIN (2024) Unverbleite Ottokraftstoffe – Anforderungen und Prüfverfahren(228)
76. American Society for Testing and Materials (2024) D7566a Standard Specification for Aviation Turbine Fuel Containing Synthesized Hydrocarbons 75.160.20 Flüssige Brennstoffe, Kraftstoffe(D7566a)
77. American Society for Testing and Materials (2024) Standard Practice for Evaluation of New Aviation Turbine Fuels and Fuel Additives 75.160.20 Flüssige Brennstoffe, Kraftstoffe
78. Krämer H Drop-in renewable gasoline fuels for CO2 reduction: Evaluation and demonstration of functional potentials. In: 9th International Engine Congress 2022, vol 9
79. Betz M, Fuchs C, Zevaco TA et al. (2022) Production of hydrocarbon fuels by heterogeneously catalyzed oligomerization of ethylene: Tuning of the product distribution. Biomass and Bioenergy 166:106595. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2022.106595>
80. Arnold U, Chowdhury AG, Drexler M et al. (2023) Methanol als Schlüsselement für die Herstellung von Kraftstoffen: Teil 2. gwf Gas + Energie 02-03 | 2023:58–67

