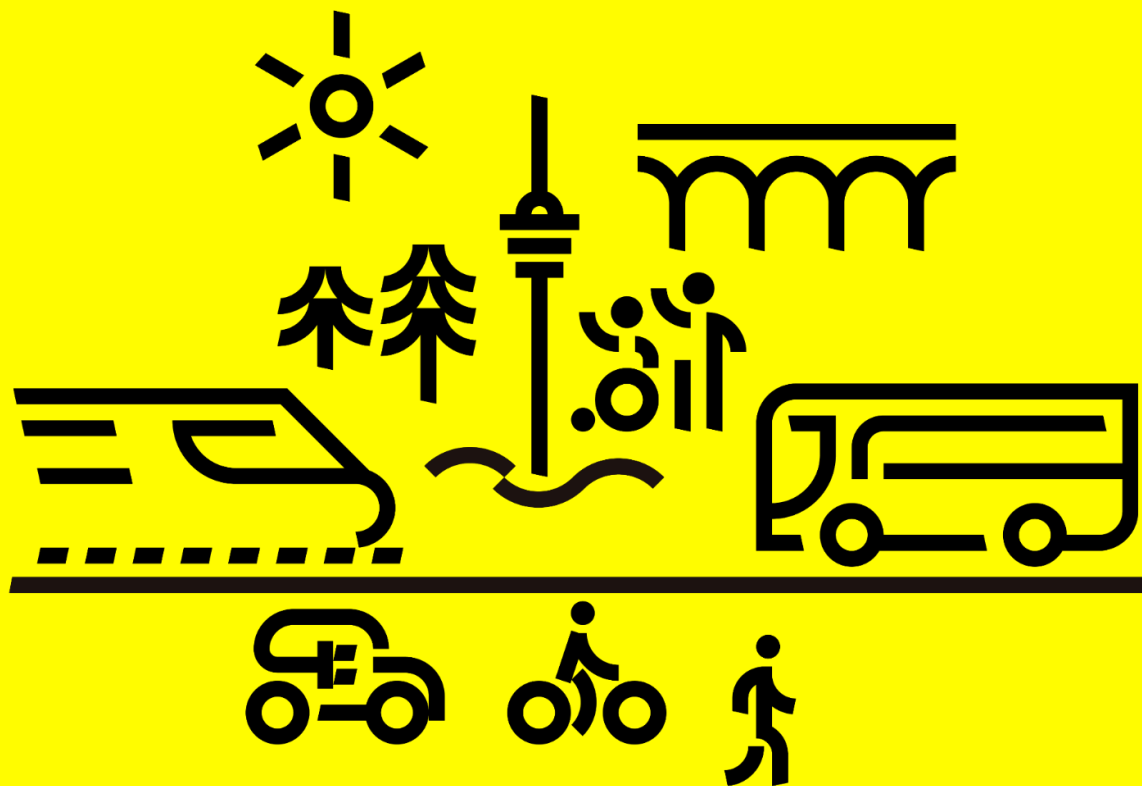




Abschlussbericht E-fuels fürs Länd





Projekt „E-Fuels fürs Länd“

Projektkoordination:

- Fraunhofer-Institut für Solare Energiesysteme ISE

Partner:

- Purem GmbH
- KIT, Institut für Katalyseforschung und -technologie (IKFT)
- Fraunhofer-Institut für Arbeitswirtschaft und Organisation IAO

Assoziierte Partner:

- Mineraloelraffinerie Oberrhein (MiRO) GmbH & Co. KG
- Dr. Ing. h.c. F. Porsche AG
- Flughafen Stuttgart GmbH

Gefördert durch:



**Baden-Württemberg
Ministerium für Verkehr**

Laufzeit: 01.01.2025 - 30.11.2025



Inhaltsverzeichnis

Inhaltsverzeichnis	3
1. Executive Summary / Zusammenfassung.....	4
2. Wissenschaftlich-technische Ergebnisse des Vorhabens.....	9
2.1. Arbeitspaket 1 Technologische Untersuchungen.....	9
2.2. Arbeitspaket 2 Techno-ökonomische Analyse	42
3. Erreichung der Erfolgskriterien	61
3.1. Abgeschlossener Vergleich der Kosten, Wertschöpfung und Geschäftsmodelle des DME-Pfads mit dem Methanol-Pfad zur Produktion erneuerbarer Kraftstoffe in BW.	61
3.2. Abgeschlossene Entwicklung von Handlungsempfehlungen zum Aufbau einer großindustriellen Produktion erneuerbarer Kraftstoffe auf Basis von DME in BW.	61
3.3. Abgeschlossene Überprüfung der Normkonformität von Kraftstoffen aus dem DME-Pfad.....	61
3.4. Aufbau eines DRY/DAC-Reaktors und Untersuchung der für eine Hochskalierung relevanten Eigenschaften.....	62
3.5. Entwicklung einer Simulation des INDIGO-Verfahrens zur DME-Synthese.....	63
3.6. Optimierung des eDtO-Verfahrens zur Produktion von Benzin, Kerosin und Diesel.	63
Literaturverzeichnis	65
Abbildungsverzeichnis.....	66
Tabellenverzeichnis.....	68
Anhang	69
Methodik zur Berechnung der Kraftstoffgestehungskosten	69
Daten und Annahmen für die techno-ökonomische Analyse.....	70
Literaturverzeichnis für Anhang.....	75



1. Executive Summary / Zusammenfassung

Motivation

Im Projekt »E-Fuels fürs LÄND« wurden drei Szenarien (Kurzfrist-, Innovations- und Langfristszenario) zur Herstellung nachhaltiger Kraftstoffe (u.a. Sustainable Aviation Fuel, SAF) durch Einsatz von Dimethylether (DME) unter Berücksichtigung einer maximalen Wertschöpfung in Baden-Württemberg, belastbarer Geschäftsmodelle sowie eines schnellen Markthochlaufs detailliert untersucht und mit einem Referenzszenario auf Basis von Methanol verglichen. DME bietet zahlreiche Vorteile gegenüber anderen Energieträgern und Plattformmolekülen bzgl. Energiedichte und Handhabung. DME ist ein ungiftiges und umweltfreundliches Gas, das aufgrund seiner ähnlichen physikalisch-chemischen Eigenschaften bis zu 20% Liquified Petroleum Gas (LPG) zugemischt werden kann, was den Markteintritt durch die Nutzung der vorhandenen Infrastruktur enorm erleichtert bzw. beschleunigt. Der globale LPG-Markt umfasst ca. 200 Millionen Tonnen pro Jahr. Der globale Markt zur Herstellung von SAF wird für das Jahr 2050 auf eine ähnliche Größenordnung geschätzt. Dies zeigt das enorme Potenzial von DME bzgl. wirtschaftlicher Perspektiven und der Reduktion von CO₂-Emissionen. Gleichzeitig bietet DME aufgrund seiner hervorragenden Speicher- und Lagerbarkeit und der Kompatibilität mit der vorhandenen Infrastruktur den intrinsischen Vorteil von E-Fuels, geopolitische Risiken zu reduzieren. Das Projekt hat einen großen Beitrag geleistet, um Forschungslücken zur Herstellung und Anwendung von DME zu reduzieren. Auf dieser Basis können die nächsten Schritte in Richtung Skalierung der entwickelten Technologien unternommen werden.

Methodik

Die Szenarien, die in enger Abstimmung mit dem Ministerium für Verkehr entwickelt wurden, betrachten die Zeitspanne von 2030 bis 2040. Je nach Szenario wurden die Länder Finnland (alle Szenarien), Spanien (Innovations-, Referenz- und Langfristszenario) sowie ergänzend Brasilien (Innovations- und Referenzszenario) ausgewählt, um möglichst viele Klimazonen und Rahmenbedingungen abzudecken. Dabei wurden vier Technologien »Made in Baden-Württemberg«: CO₂ Direct Air Capture (DAC), Wasserstoff- bzw. Synthesegasherstellung (bioliq®-Prozess), Herstellung DME (INDIGO-Prozess) sowie die Herstellung von SAF, LPG bzw. Benzin- und Dieselfraktionen technologisch weiterentwickelt (DAC & Kraftstoffherstellung aus DME) und die gesamte Wertschöpfungskette techno-ökonomisch bewertet.



Skalierung und automatisierte Fertigung reduziert Kosten von DAC-Reaktoren

Fraunhofer ISE und Purem untersuchten einen **DAC-Prozess**, der auf festen Sorptionsmitteln basiert. Ein neuer, hochskalierter DAC-Teststand zeigte den zyklischen Betrieb mit industriell relevanten Luftströmen, identifizierte Limitierungen und machte Energieeffizienzpotenziale sichtbar. Wassersensible Sorptionsmittel wie Zeolithe sollten vermieden oder mit Vortrocknungssystemen kombiniert werden, um Betriebskosten zu senken. Stattdessen wird ein aminbasiertes Harz empfohlen, das bei realitätsnahen Luftfeuchtigkeitsbedingungen die geringsten Wärmebedarfe aufweist, welche für die untersuchten Standorte spezifiziert wurden. Das entwickelte DAC-Skalierungskonzept ermöglicht die kostengünstige Herstellung von Modulen in automatisierten Fertigungsumgebungen der Automobilindustrie. In ersten Optimierungslöops wurden die Strömungsbedingungen des DAC-Moduls verbessert. Für Investitionsentscheidungen sind weitere experimentelle Studien erforderlich. Die Auswahl geeigneter Adsorptionsmaterialien bleibt von zentraler Bedeutung. Purem sieht DAC als essenziellen Baustein der Defossilisierung und der Innovationsbereich wird die Entwicklung fortführen und den Standort Esslingen sichern.

Innovative DME-Synthese (INDIGO) des Fraunhofer ISE ist kostengünstigere Lösung

Es wurde ein Prozesssimulationsmodell des **Fraunhofer ISE INDIGO-DME-Syntheseverfahrens**, sowie eines konventionellen Verfahrens in der industriell etablierten Modellierungssoftware Aspen Plus erstellt. Zudem wurde für die Methanolsynthese ein Modell in Matlab genutzt. Für die Methanolsynthese und beide DME-Verfahren wurden die techno-ökonomischen Kennzahlen berechnet und dem Konsortium zur Verfügung gestellt. Hierbei zeigten sich gegenüber dem konventionellen Verfahren zwar höhere CAPEX des INDIGO-Verfahrens jedoch stark verringerte Betriebskosten, sodass die Gesamtkosten des INDIGO-Verfahrens in jedem Fall günstiger sind. Für die MiRO ergibt sich dadurch die Möglichkeit, diesen Prozess in ihre Planungen einzubeziehen und als erster Lizenznehmer dieses Verfahren in ihrer Raffinerie zu realisieren und von den kostengünstigeren Herstellkosten dieses Prozesses »Made in Baden-Württemberg« zu profitieren.

Olefin- und Kraftstoffsynthese aus DME belegen Normkonformität und Effizienzgewinne

Die Arbeiten des KIT zur **Olefin- und Kraftstoffsynthese** untersuchten erstmalig die Einzelprozesse im Labor und simulierten den kombinierten Prozess in einer technisch relevanten Größe und für einen kontinuierlichen Betrieb. Gegenüber dem Stand der Technik mit Methanol als



Ausprodukt zeigen die Modelle deutliche Verbesserungen: Die Energieeffizienz steigt vom Kurzfrist- über das Referenz- bis zum Innovationsszenario von ca. 65 auf ca. 70 bzw. ca. 90 Prozent und die CO₂-Intensität sinkt entsprechend, wobei die größten Emissionsminderungen im Innovationsszenario zu erwarten sind. Durch destillative und hydrierende Aufarbeitung ausgewählter Oligomerisierungsprodukte wurden fünf Kraftstoffproben (Benzin, Kerosin und Diesel) erzeugt. Das Hauptprodukt Kerosin zeigte Normkonformität. Die Kopplung des DME-to-Olefins (DtO)- und des Oligomerisierungsprozesses zeigt vielversprechendes Potenzial zur Synthese von DME-basierten Kraftstoffen und hohes Umsetzungspotenzial bei der MiRO.

Techno-ökonomische Analysen belegen eine kostengünstige Herstellung von DME

In **techno-ökonomischen Analysen** wurden die Kraftstoffgestehungskosten für vier Szenarien ermittelt. Die Szenarien wurden so konzipiert, um einen Transformationspfad für synthetisch hergestelltes DME aufzuzeigen. Im **Kurzfrist-Szenario** (2030) wurde nachgewiesen, dass DME auf Basis von Biomasse zu Gestehungskosten von 1,5 €/l_{Benzinäq.} bei Biomasse-Kosten von 70 Euro/t hergestellt werden kann. Da Biomasse nur begrenzt zur Verfügung steht, wurde diese in weiteren Szenarien durch erneuerbaren Strom und DAC ersetzt. Für 2035 wurden zwei Szenarien verglichen: das Innovations-Szenario (DME-Pfad unter Einsatz der »Made in Baden-Württemberg«-Technologien) und das Referenz-Szenario (Methanol-Pfad). In beiden Szenarien wird jeweils Methanol bzw. DME aus drei Exportregionen importiert: Finnland, Spanien und Brasilien. Im **Referenz-Szenario** (Abbildung 1, links) liegen die Kraftstoffgestehungskosten zwischen 3,0 €/l_{Benzinäq.} (Spanien) und 3,3 €/l_{Benzinäq.} (Brasilien). Im Innovations-Szenario (Abbildung 1, rechts) liegen die Kraftstoffgestehungskosten zwischen 2,7 €/l_{Benzinäq.} (Finnland) und 2,8 €/l_{Benzinäq.} (Brasilien). Die Kraftstoffgestehungskosten sind im Innovations-Szenario immer niedriger als im Referenz-Szenario aus drei Gründen: (i) Die Kraftstoffherstellung aus DME hat eine höhere Effizienz als aus Methanol, d.h. es kann pro kWh DME mehr Kraftstoff produziert werden als pro kWh Methanol. (ii) Die Kraftstoffherstellung aus DME hat im Vergleich zur Kraftstoffherstellung aus Methanol niedrigere Investitions- und Betriebskosten. (iii) Die höhere Effizienz der INDIGO DME-Synthesetechnologie des Fraunhofer ISE im Vergleich zum Stand der Technik ermöglicht eine sehr kostengünstige Herstellung von DME.

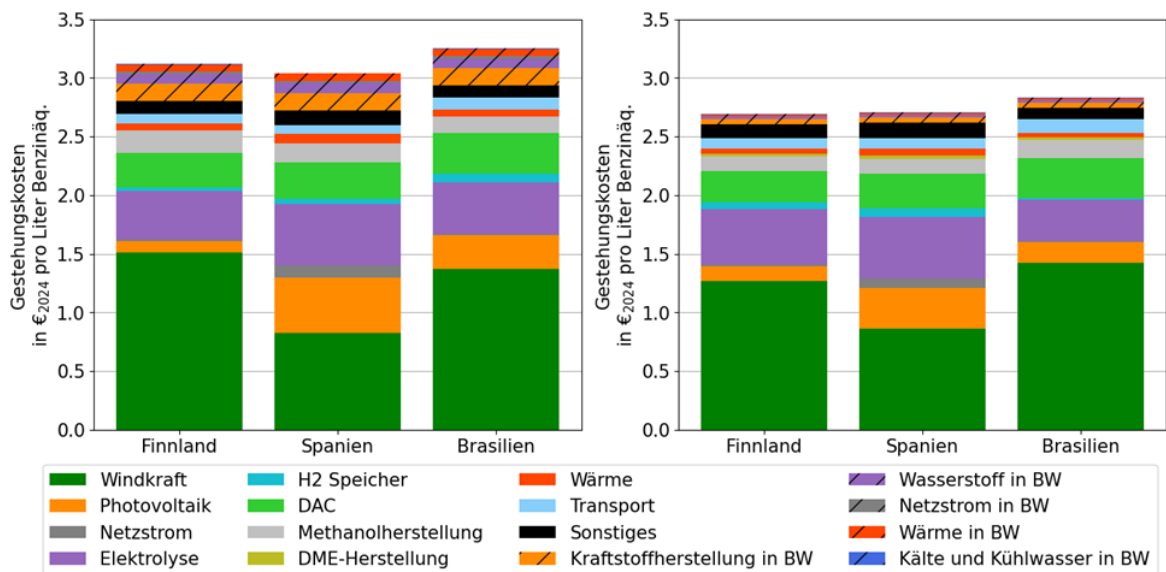


Abbildung 1: Vergleich der Gesteungskosten für Benzin im Referenz-Szenario (links) und Innovations-Szenario (rechts). In beiden Szenarien werden jeweils drei Exportregionen betrachtet: Finnland, Spanien und Brasilien. Die Prozessschritte, die in Baden-Württemberg stattfinden, sind durch eine Schraffur gekennzeichnet.

Damit ergibt sich für die MiRO die Chance, die Transformation zu nachhaltigen Kraftstoffen kostengünstiger als bisher angenommen umzusetzen. Aus Sicht der MiRO skizziert das Projekt ein Konzept zur Integration strombasierter Kraftstoffe in die bestehende Raffineriewertschöpfung und arbeitet dabei die Vorteile von DME als Ausgangsprodukt gegenüber Methanol prägnant heraus. Aus heutiger Sicht stellt die Erreichung der Wirtschaftlichkeit einer solchen first-of-its-kind-Anlage – einschließlich der dafür erforderlichen regulatorischen Rahmenbedingungen – die größte Hürde dar. Ein tragfähiges Geschäftsmodell ist angesichts der langen Zeiträume für Planung, Genehmigung, Bau und Inbetriebnahme eine anspruchsvolle Herausforderung. Im Langzeitszenario für das Jahr 2040 sind Pipelines sowohl für Wasserstoff (H₂) als auch für CO₂ realisiert. Dadurch können die Gesteungskosten weiter reduziert und gleichzeitig die Wertschöpfung in Baden-Württemberg erhöht werden.

E-Fuels-Produktion auf Basis von DME bietet Chancen für qualifizierte Beschäftigung

Die Studienergebnisse zeigen, dass der Markthochlauf von E-Fuels erhebliche Chancen für zusätzliche qualifizierte Beschäftigung in der industriellen Wertschöpfungskette bietet (> 30.000 direkte Beschäftigte und ca. 110.000 indirekte Beschäftigte). Die starke industrielle Basis Baden-Württembergs im Maschinen- und Anlagenbau schafft dabei ideale Voraussetzungen, um von dieser Entwicklung überdurchschnittlich zu profitieren.



Handlungsempfehlungen

Auf Basis der Projektergebnisse zielen die folgenden **Handlungsempfehlungen** darauf ab, DME künftig stärker in den Fokus zu nehmen und die erarbeiteten Potenziale rasch zu konkretisieren bzw. schnell in industriell relevante Anlagen umzusetzen:

- a) **Biomasse ist ein wichtiger Lösungsansatz**, doch die Potenziale sind begrenzt. Um Versorgungssicherheit zu erhöhen, Kosten zu reduzieren und regionale Wertschöpfung zu stärken, sollen zudem Abfallströme als Kohlenstoff-Quelle stärker miteinbezogen werden. Diese Diversifizierung reduziert Abhängigkeiten von einzelnen Ressourcen und eröffnet neue Lieferketten.
- b) **Vorhandene Infrastruktur sinnvoll nutzen**: Der Weg zu einer Großskala profitiert deutlich davon, bestehende Anlagen und Netzwerke zu verwenden, statt neue Kapazitäten von Grund auf neu aufzubauen. Beispiele sind weltweit verfügbare LPG-Infrastrukturen, Transport- und Verteilnetze sowie das dort vorhandene Know-how im Maschinen- und Anlagenbau. Die Integration in Baden-Württemberg (z. B. MiRO-Anbindung, Zulieferstrukturen, Abwärmenutzung) reduziert CAPEX, verkürzt Time-to-Market, mindert regulatorische und operative Risiken und ermöglicht eine schnellere Demonstration und Skalierung der PtX-Kapazitäten.
- c) Mittel- und langfristig ist **DAC als CO₂-Quelle essenziell notwendig**. Hier sind weitere Entwicklungen nötig, um Kostenanteile zu senken (z. B. Materialstabilität der Amine, bessere Wärmeintegration).
- d) Die im Rahmen des Projektes erkannten Potenziale von **DME zur Herstellung von hochoktanigen Blendkomponenten** mit geringem Rußpotenzial sollten genauer untersucht werden, insbesondere für zukünftige Blending-Strategien zur Einhaltung der Normkonformität bzw. zur Reduktion von Rußemissionen von synthetischen Kraftstoffen.
- e) **CO₂-Pipelinennetz voranbringen**: Eine CO₂-Pipeline bietet das Potenzial, mehr Prozessschritte der E-Fuel-Herstellung in Baden-Württemberg durchzuführen und damit hier mehr Wertschöpfung zu erhalten. Daher sollte die Planung und Errichtung eines CO₂-Pipelinennetzes mit hoher Priorität verfolgt werden.
- f) **Anreize setzen**: Zugleich wird deutlich, dass diese Potenziale nur gehoben werden können, wenn proaktives unternehmerisches Handeln und Industrie- sowie Technologiepolitik den Aufbau und Erhalt von Technologieführerschaft aktiv unterstützen, beispielsweise durch Investitionen, Innovationsförderung, lokale Anreize zur Abnahme der E-Fuels und Standortstärkung.



2. Wissenschaftlich-technische Ergebnisse des Vorhabens

In Abbildung 2 wird die Projektstruktur mit den Aufgaben aller Partner und assoziierten Partnern dargestellt. In den folgenden beiden Kapiteln werden die Arbeiten der verantwortlichen Partner beschrieben.

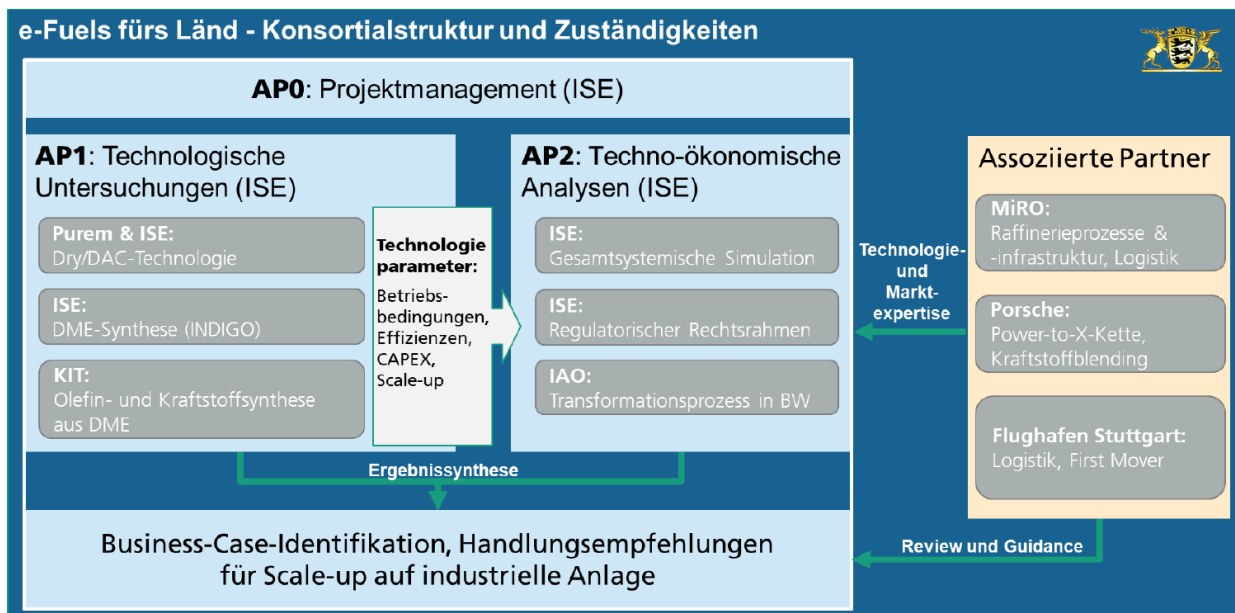


Abbildung 2: Struktur des Projekts

2.1. Arbeitspaket 1 Technologische Untersuchungen

Dry/DAC-Technologie

Für die experimentellen Arbeiten zur Dry/DAC-Technologie stehen am Fraunhofer ISE zwei Teststände bereit. Am MixSorb-Teststand werden geringe Mengen Sorptionsmaterial (< 100 g) mit kontrolliert befeuchteten Luftmassenströmen und einem Temperaturbereich von 15 bis 90 °C untersucht mit dem Ziel, deren CO₂-Adsorptionskapazität zu charakterisieren. Für die Desorption können die Materialien bis 400 °C aufgeheizt werden. Die adsorbierte und desorbierte CO₂-Menge wird mittels Massenspektrometrie- und FTIR-Analysen ermittelt und verglichen, um die Vollständigkeit der Sorptionsvorgänge zu prüfen. Der DACTrap-Teststand wurde



im Rahmen dieses Projekts erstmals in Betrieb genommen. Auch dieser ermöglicht die kontrollierte Befeuchtung von Luftströmen zur CO₂-Adsorption und -Desorption. Die Luftmengen sind ca. 100-mal größer als am MixSorb-Teststand. Zudem verfügt der Teststand über Netzteile zum Betrieb von Purem-Heizsystemen zur Wärmebereitstellung für die Desorption. Durch die hohen Luftströme und die Möglichkeit, größere Mengen Sorptionsmaterial in wenigen Minuten aufzuheizen, liefert der Teststand realistische Daten zur Dauer von Temperatur-Swing-Adsorptions-Desorptions-Zyklen sowie zum Energieverbrauch. Zunächst wurden Referenzmessungen zur Dosierung von CO₂ und zur Befeuchtung durchgeführt. Anschließend wurde der von Purem bereitgestellte Prototyp in beiden Testständen eingebaut und getestet.



Abbildung 3: Die DAC-Teststände am Fraunhofer ISE: mixSorb (links) und DACTrap (rechts). Der DACTrap Teststand wurde innerhalb dieses Projekts in Betrieb genommen.

Im DACTrap-Teststand wurde der Luftstrom schrittweise erhöht, um zu ermitteln, bis zu welcher Strömungsgeschwindigkeit der 13X-Zeolith in der Lage ist, seine vollständige Adsorptionskapazität zu erreichen. Aus den in Abbildung 4 dargestellten Messungen geht hervor, dass sich beim 13X-Zeolith in der Partikelgröße 1–2 mm zwischen einem Luftvolumenstrom von 800 bis 1.200 Normlitern pro Minute die CO₂-Sorptionskapazität verringert. Diese Daten sind wesentlich für die material-spezifische Auslegung von DAC-Reaktoren.

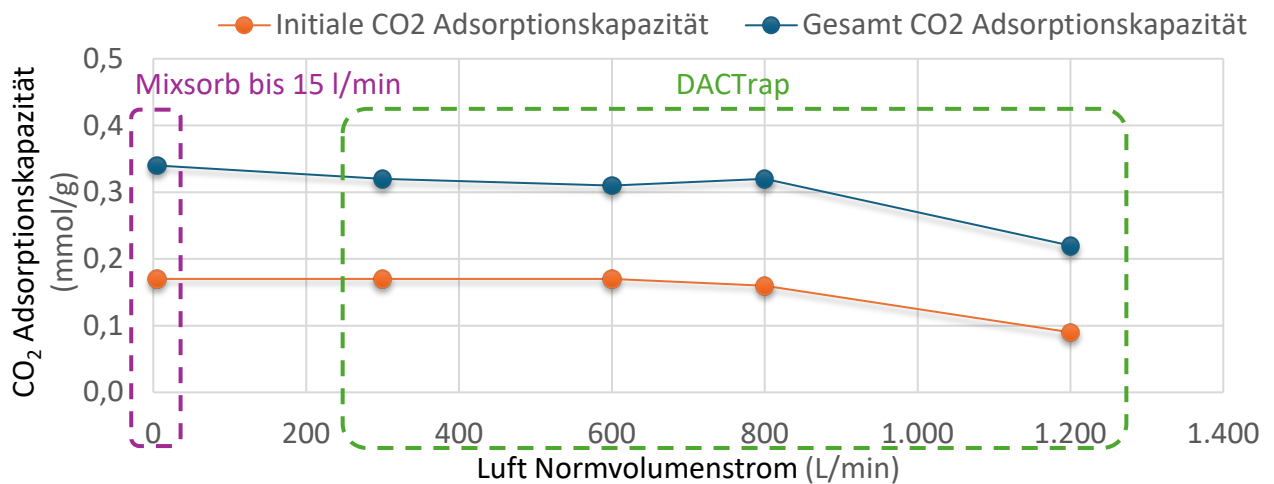


Abbildung 4: CO₂ Adsorptionskapazität bei unterschiedlichen Luftvolumenströmen mit 13X Zeolith.

Im Anschluss wurden Messungen bei erhöhter Luftfeuchtigkeit (LF) durchgeführt in denen das CO₂-Sorptionsmodul um das Trocknungsmodul ergänzt wurde. Durch Variation der Luftfeuchtigkeit und -temperatur war eine standortindividuelle Einschätzung der Energieverbräuche möglich. Jedoch musste festgestellt werden, dass die Wasserdesorption im Vergleich zur CO₂-Desorption wesentlich energieintensiver ist (Vergl. Abbildung bei 60% LF).

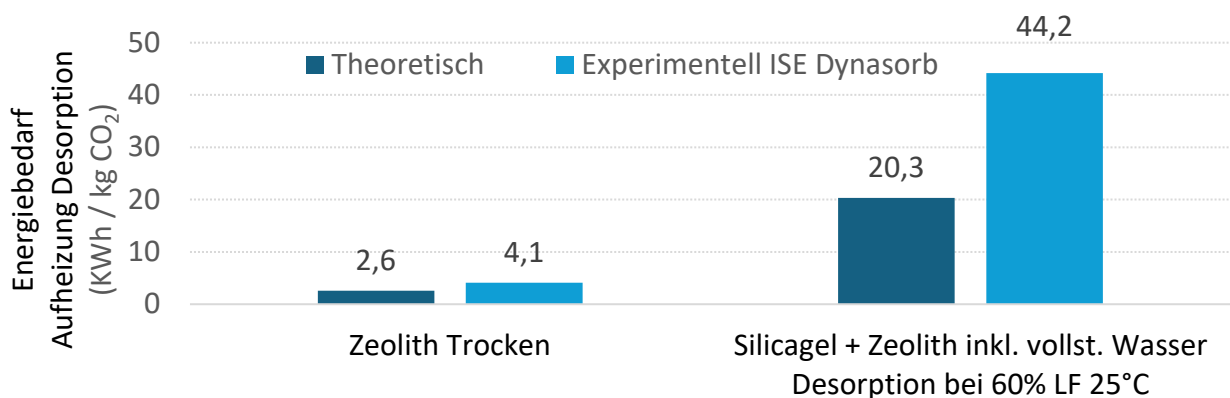


Abbildung 5: CO₂ Adsorptionskapazität mit 13X Zeolith und Silicagel-13X Zeolith-Kombination bei trockenen und feuchten Bedingungen.



Aufbauend darauf wurde beschlossen, weitere Sorptionsmaterialien zu testen, die unter feuchten Bedingungen höhere Adsorptionskapazitäten aufweisen. Aus der Literatur sind Metal-Organic Frameworks (MOFs) und amin-basierte Sorptionsmittel bekannt. Die Sorptionsmittel wurden beschafft und im MixSorb-Teststand bei 60 % LF und 25 °C getestet. Die Temperaturen, die für die vollständige Desorption von CO₂ erforderlich waren, sowie die CO₂ Adsorptionskapazitäten konnten über die Messungen bestimmt werden.

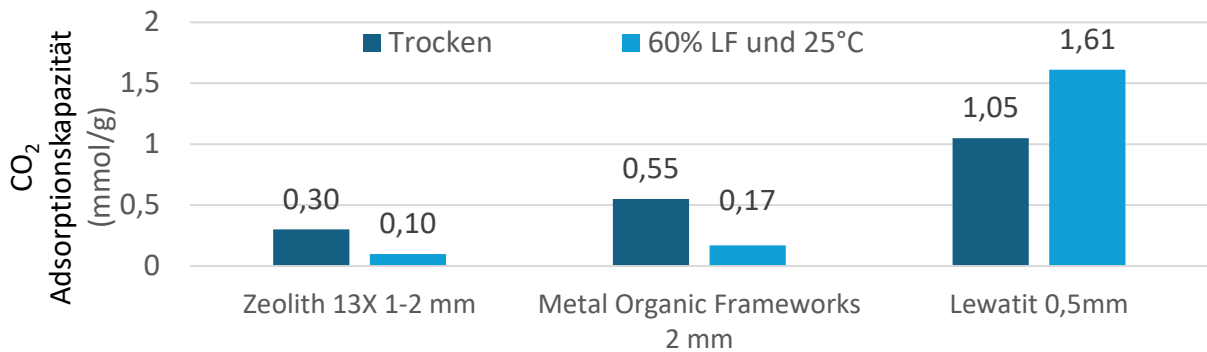


Abbildung 6: Vergleich der CO₂ Sorptionskapazitäten von drei unterschiedlichen Sorptionsmitteln und ähnlichen Partikeldurchmessern bei trockenen und feuchten Bedingungen bei individuellen Desorptionstemperaturen (Zeolith: trocken 140°C, feucht 300° C, MOFs: trocken 100°C, feucht 120°C, Lewatit: Trocken und Feucht 100°C)

Als Ergebnis kann festgehalten werden, dass die vollständige Trocknung der Luft mit Silicagel zu energieintensiv für DAC-Verfahren ist. Energieeffizientere Vortrocknungsverfahren sollten eingesetzt werden, falls Zeolithe wie 13X genutzt werden. Bezüglich des eingesetzten MOFs muss festgehalten werden, dass die CO₂-Kapazität geringer, aber dennoch wesentlich sinkt. Beim Lewatit wurde entsprechend der Literatur ein Anstieg der CO₂ Sorptionskapazität durch Wasser festgestellt. Weiterhin ist bekannt, dass die Amine in Langzeitversuchen eine sinkende Adsorptionskapazität aufweisen können.

Auf Basis der Durchschnittstemperaturen und -luftfeuchtigkeiten der Exportstandorte wurden für Lewatit Verbrauchswerte für den Strombedarf berechnet. Für die Auswahl der Standorte wurde eine vielfältige Palette von Bedingungen berücksichtigt. Der Auswahlprozess wird in AP2 beschrieben. Zusätzlich wurde festgestellt, dass die Adsorptionsgeschwindigkeit abnimmt, sobald die Beladung an CO₂ ansteigt, Aus diesem Grund wurde die optimale Adsorptionszeit bestimmt. Entsprechend konnte der standortindividuelle Energiebedarf für die Sorptionsmittelbeheizung auf 100 °C bestimmt werden.



Zusätzliche Energiebedarfe entfallen auf die Lüfter zur Bewegung der Luft durch die Sorptionsmitteleinheit und die Kompression des CO₂ für die spätere Verwendung.

Tabelle 1: Bedingungen für die betrachteten Standorte und Auswirkungen auf die CO₂-Adsorptionskapazität von Lewatit

Standort	Ø Temp. (°C)	Ø LF (%)	CO ₂ -Kapazität (mmol/g)	Zeit bis vollst. Adsorption (min)	Verbrauchs-optimierte Adsorptionszeit (min)	Energiebedarf Heizung (kWh pro kg CO ₂)
Oulu, Finnland	3,1	84	2,70	160	31	2,80
Andalusien, Spanien	18,6	65	1,85	110	22	4,00
Rio Grande do Norte, Brasilien	26,2	76	1,65	98	19	4,30

DAC-Technologieskalierung

Über eigenfinanzierte Mittel brachten die Projektpartner Fraunhofer ISE und Purem ein zweistufiges Reaktorkonzept in das Projekt ein. Ein Teil des Reaktors ist dafür vorgesehen, den Luftstrom mit Hilfe von Silicagel zu trocknen, während der andere Teil der CO₂-Abscheidung dient. Die Vermessung und experimentellen Arbeiten fanden am Fraunhofer-ISE-Institut statt und sind zu Beginn des Kapitels 0 beschrieben.

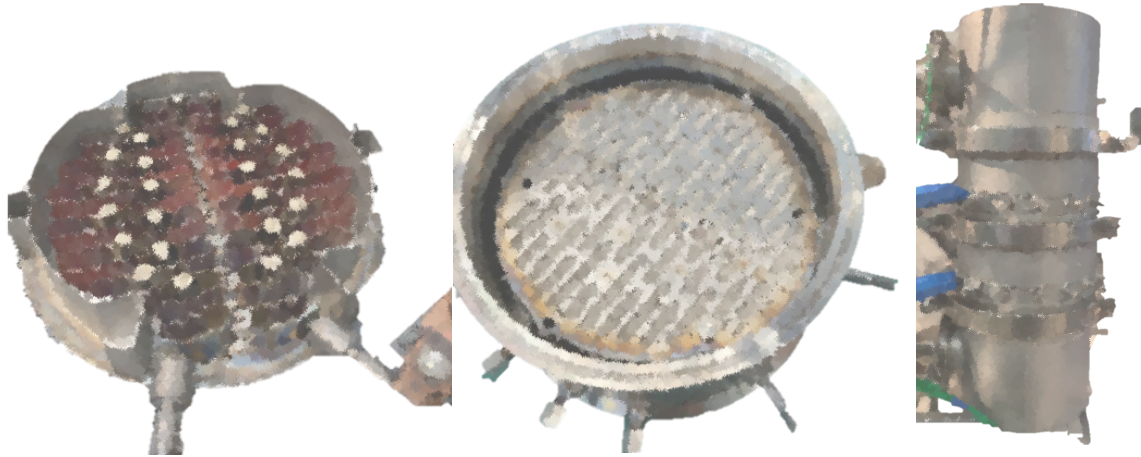


Abbildung 7: Aufbau des DRY/DAC-Reaktors von Purem

Das in Abbildung 7 dargestellte Labormuster diente als Basis für die von Purem durchgeführte Technologieskalierung. Technische Parameter wie Schüttungshöhe und Abstand der Heizbänder wurden übernommen, um die Funktionsweise in den größeren Maßstab zu überführen. Dies erfolgt unter der Annahme, dass Druckverlust und Aufheizverhalten, bezogen auf die abgeschiedene Menge CO_2 , sich nicht verändern. Die äußeren Abmaße des Systems sind angelehnt an Abmaße von Abgassystemen für LKW (\varnothing 600 mm), um bei den Investitionen in die Fertigungsanlagen auf bestehende Kapazitäten rückgreifen zu können. Aufgrund der Notwendigkeit den Reaktor vor und während der Desorption in einen Unterdruck zu versetzen, um die Reinheit des CO_2 zu erhöhen und die Desorption zu begünstigen, wurde die für Druckbehälter übliche zylindrische Bauweise gewählt. Die Grundstruktur der Adsorptionsmittelträger wurde hingegen rechteckig gewählt, um den Innenraum des Reaktors bestmöglich zu befüllen. In Summe konnten 5 Schüttungen in paralleler Anordnung übereinandergestapelt werden. Das Design wurden im Zuge der Entwicklung über Workshops erarbeitet und in einem 3D CAD-Modell dargestellt. Die Optimierung des Entwurfs erfolgte mit Hilfe einer Strömungsberechnung (CFD), um eine homogene Anströmung der einzelnen Ebenen sicherzustellen.

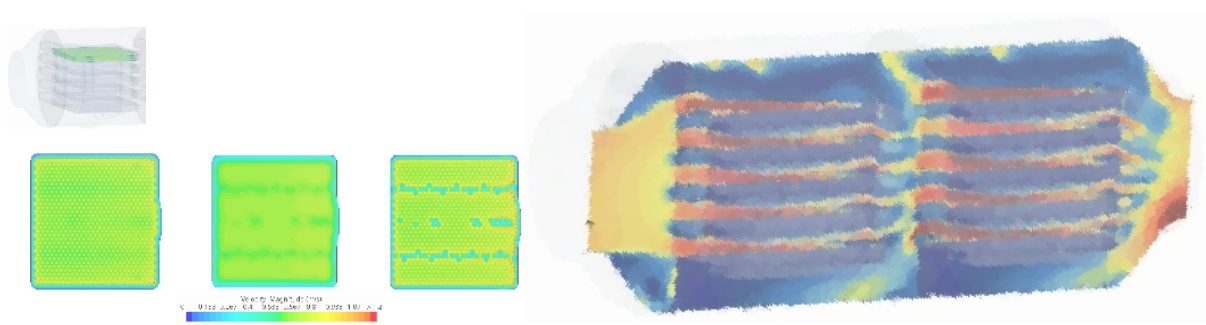


Abbildung 8: Ergebnisse CFD-Berechnung und Optimierung FracDAC-Scale-up. Querschnitte des Sorbentträgers (links), Längsschnitt durch optimierten Reaktor (rechts). Der Farbcode stellt Strömungsgeschwindigkeiten dar.

Die Erkenntnisse aus den Ergebnissen wurden in die finale Geometrie des FracDAC Scale-up-Konzepts eingearbeitet. Parallel zur Designerstellung des Scale-up-Modells wurde eine fertigungstechnische Beurteilung und eine Flächen- und Investmentplanung durchgeführt, um die Module in der erforderlichen Anzahl für die DAC-Anlagenbetreiber zur Verfügung zu stellen. Ebenso wurden die Kosten für externe Zukaufteile sowie die interne Wertschöpfung erhoben. Die Ergebnisse sind inhaltlich in die durchgeführte techno-ökonomische Analyse eingeflossen.

DME-Synthese (INDIGO)

Im Projekt wurden detaillierte Prozesssimulationen zur DME-Synthese aus verschiedenen Synthesegasen durchgeführt. Dies umfasste auch die vollständige Auslegung und Simulation der Methanolsynthese.

Die Methanolsynthese wurde sowohl für biogenes Synthesegas aus der Biomassevergasung als auch für Synthesegas aus CO₂ und grünem Wasserstoff untersucht. Für beide Fälle erfolgte die Auslegung der Anlagengröße szenariobasiert. Die Simulationen wurden mit einer am Fraunhofer ISE entwickelten Plattform in MATLAB-Simulink durchgeführt, welche alle Hauptapparate einer industriellen Methanolanlage präzise abbildet. Abbildung 9 zeigt das Fließbild des modellierten Anlagenlayouts.

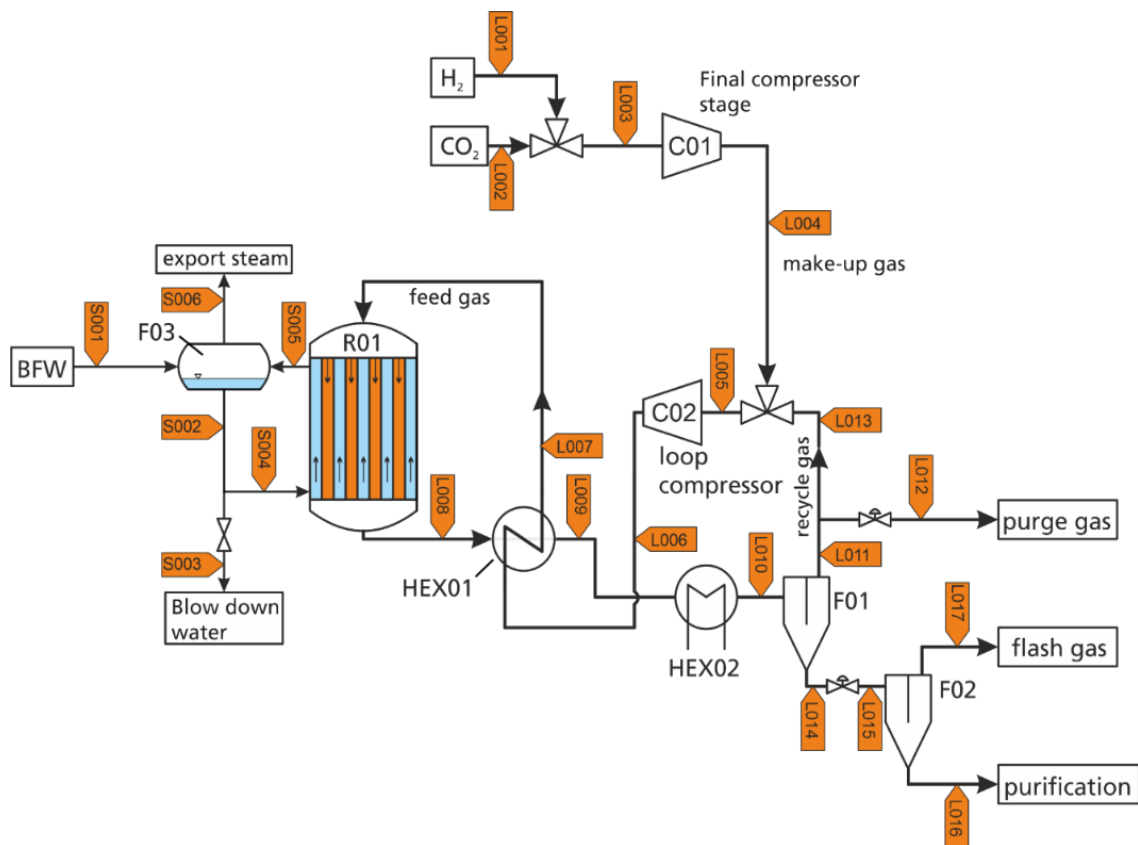


Abbildung 9: Fließbild der modellierten Methanolsyntheseanlage

Die Reaktion wird hierbei durch ein am Fraunhofer ISE entwickeltes, mit einem industriellen Katalysator experimentell validiertes Kinetikmodell beschrieben. Die Stofftrennung in Kondensator und Flash erfolgt mittels eines experimentell validierten Thermodynamikmodells. Kompressoren und Wärmeüberträger werden auf Basis von Massen- und Energiebilanzen modelliert.

Bei biogenem Synthesegas ist der Inertgasanteil (insbesondere Stickstoff sowie Methan) maßgeblich, sodass ein Purge-Strom erforderlich ist. Beim Design dieses Purge-Stroms ergibt sich ein Kompromiss zwischen Wasserstoffeffizienz bzw. Methanolausbeute und Anlagengröße: Hohe Effizienzen bei geringem Purge-Strom führen zu einer Anreicherung der Inertgase in der Methanolanlage und sind daher nur mit hohen Recycle-Raten erreichbar, was wiederum die Dimensionierung und damit die CAPEX erhöht. Abbildung 10 zeigt diesen Kompromiss für das modellierte Kurzfristszenario auf.

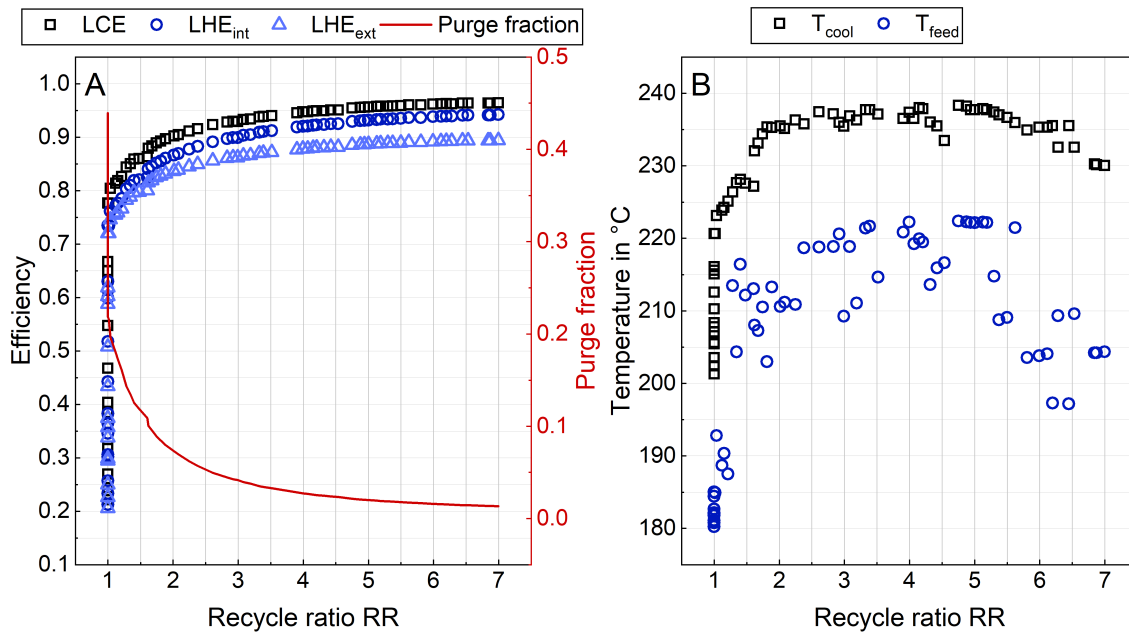


Abbildung 10: Wasserstoffeffizienz (LHE) und Kohlenstoffeffizienz (LCE) und Purge-Anteil der Methanolsyntheseanlage in Abhängigkeit des gewählten Recycle Ratios.

Im Rahmen des Projekts wurde auf Basis dieses Ergebnisses eine Recycle-Rate von 5 gewählt. An diesem Betriebspunkt wird eine interne Wasserstoffeffizienz von 93 % erreicht bei gleichzeitig industriell gängiger Recycle-Rate. Für CO₂-basiertes Synthesegas ist die Situation einfacher, da keine Inertgase vorliegen.

Neben der technischen Simulation wurde eine Kostenschätzung vorgenommen. Die Apparatkosten wurden anhand in der Literatur dokumentierter Kostentabellen ermittelt, die in Regressionskurven überführt wurden, sodass für die simulierten Apparatgrößen spezifische Apparatkosten berechnet werden können. Peripheriekosten sowie die im Anlagenbau üblichen Zuschläge zur Errichtung einer Produktionsanlage wurden über industrieübliche Zuschlagsfaktoren berücksichtigt.

Für die DME-Synthese wurden zwei Verfahren modelliert: (1) das konventionelle DME-Verfahren auf Basis destillierten Methanols mit einem Reaktor und zwei Destillationskolonnen sowie (2) das am Fraunhofer ISE entwickelte INDIGO-Verfahren auf Basis nicht aufgereinigten Rohmethanols mit nur einer Reaktivdestillationskolonne mit Seitenreaktor (siehe Abbildung 11).

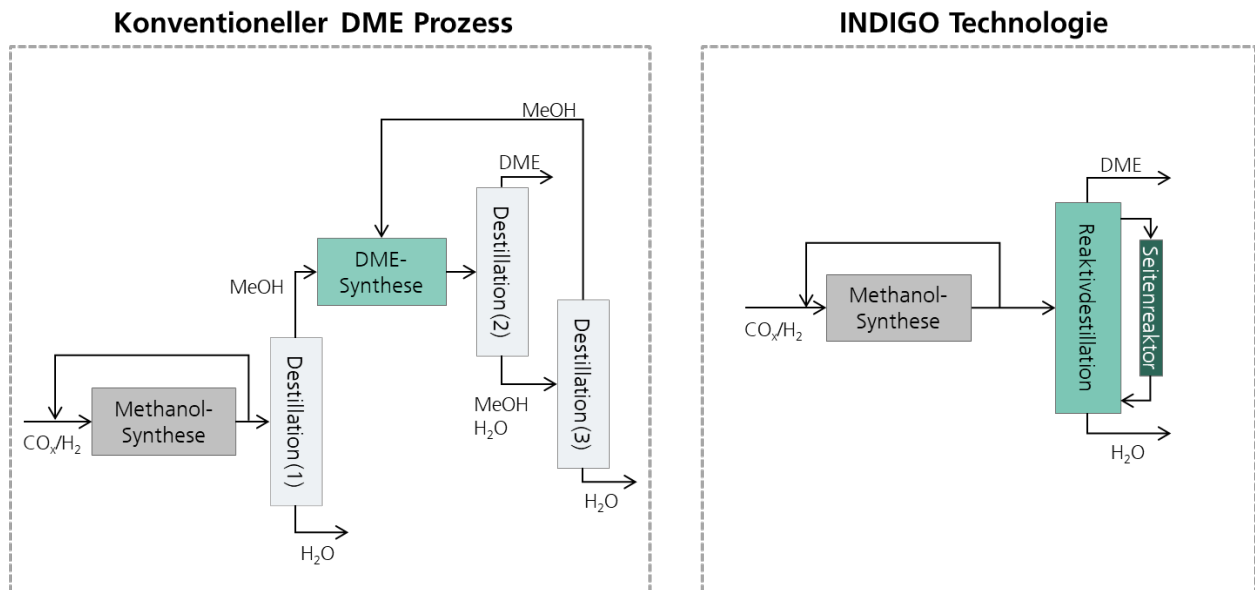


Abbildung 11: Fließbild des konventionellen DME-Prozesses, sowie des am Fraunhofer ISE entwickelten INDIGO Verfahrens.

Die Prozesssimulationen erfolgten in der Modellierungssoftware Aspen Plus. Das Kinetikmodell mit einem industriellen Ionenaustauscherharz als Katalysator wurde am ISE entwickelt und experimentell validiert. Die Stofftrennung in der Destillation wurde mit einem experimentell validierten Thermodynamikmodell abgebildet. Die Skalierung der Anlagenkapazität erfolgte über die Prozesssimulation, wobei die Kostenberechnung auf derselben Methodik wie bei der Methanolsynthese basiert.

Olefin- und Kraftstoffsynthese aus DME

Die Oligomerisierung wird eingesetzt, um aus den Olefinen Kraftstoff-Fractionen, wie Benzin, Kerosin und Dieselmotorkraftstoff zu erzeugen. Sie ist mit leichten Olefinen wie Ethen, Propen, Buten und Mischungen derselben gut untersucht. Im Rahmen dieser Arbeit wird ein neuer, am KIT entwickelter Prozess der auf DME als Ausgangsstoff beruht, experimentell untersucht. Dieser erzeugt Olefine mit einer Kettenlänge von zwei bis elf Kohlenstoffatomen (DME-to-Olefins-Prozess, DtO) [1–3]. Im Projekt ist die Verknüpfung der beiden Prozesse (DtO-Prozess und Oligomerisierung) angestrebt. Um diese Verknüpfung abzubilden, wurde eine bestehende Laboranlage zur Oligomerisierung um eine Dosierstrecke für höhere flüssige Olefine ($\text{C}_5\text{-C}_{11}$) erweitert. In umfangreichen Experimenten wurde der Einsatz niederer und höherer Olefine im



Oligomerisierungsprozess untersucht und validiert. Anschließend wurden im Rahmen des Down Stream Processing die erhaltenen Produkte durch Hydrierung umgesetzt und das Hydrierprodukt in Benzin-, Kerosin- und Diesel-Fractionen getrennt. Die erhaltenen Fraktionen wurden hinsichtlich ihrer Anwendung als Kraftstoffe charakterisiert. Am IKFT-verfügbare Analysenmethoden für die Kraftstoffanalytik wurden durch Analysen externer Partner ergänzt.

Beschreibung der Oligomerisierungsanlage

Die Oligomerisierungsversuche wurden in einem kontinuierlich betriebenen Festbettreaktor-system durchgeführt. Die Anlage lässt sich in drei Abschnitte unterteilen: Feedsystem, Reaktor sowie Produktseparation und -analytik (siehe Abbildung 12). Das Feedsystem beinhaltet Förder-einrichtungen für die eingesetzten Edukte. Argon und Ethen werden mit konventionellen Massendurchflussreglern (Bronkhorst) zugeführt. Um eine Kondensation des Ethens zu vermeiden, werden Leitungen und Ventile beheizt. Die verflüssigten Gase, Propen und 1-Buten werden kontinuierlich gekühlt, damit sie als Flüssiggas mit HPLC-Pumpen (Wagner) auf Reak-tionsdruck komprimiert werden können.

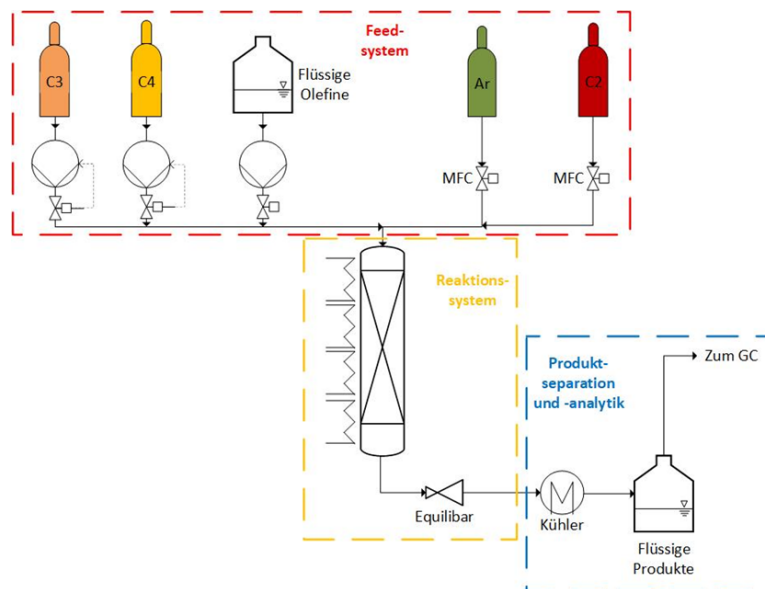


Abbildung 12: Schematischer Aufbau der Oligomerisierungsanlage



Zu Beginn des Projekts wurde das Feedsystem um eine Flüssigdosierung bestehend aus **Coriolis**-Massendurchflussmesser und Pumpe erweitert, damit auch unter atmosphärischen Bedingungen flüssig vorliegende Olefine (z.B. 1-Hexen) gefördert werden können.

Das Reaktionssystem besteht aus Reaktor und Druckhalteventil. Der Reaktor ist 1.000 mm lang und hat einen Innendurchmesser von 16 mm (Material: Edelstahl 316Ti). Der Reaktor wird von außen gleichmäßig durch beheizte Aluminiumbacken beheizt. In vorausgegangenen Arbeiten wurde der Druck im System mithilfe eines beheizten Vordruckreglers (Tescom) geregelt. Da dieser nur für gasförmige Medien geeignet war, war es im Rahmen des vorliegenden Projektes nötig, einen modifizierten Vordruckregler zu beschaffen und einzubauen, welcher sowohl für gasförmige wie auch für flüssige Medien geeignet ist. Dies war notwendig, da langkettige Produkte wie Jet fuel und Diesel unter Reaktionsbedingungen flüssig vorliegen. Deshalb wurde ein membran-basiertes System (Equilibar) angeschafft und eingebaut.

Die Produktseparation und -analytik beinhaltet eine Kondensationsstrecke, in der die Produkte auf 5 °C gekühlt und anschließend in einem Glasbehälter aufgefangen werden. Die gasförmigen Komponenten werden online mit einem Gaschromatographen (Hewlett-Packard 5890) analysiert, der mit einer Rt-Alumina BOND/Na₂SO₄-Säule (30 m × 0,53 mm × 10 µm, Restek) und einem Wärmeleitfähigkeitsdetektor ausgestattet ist. Die gesammelten Flüssigkeiten werden standardmäßig offline mit einem zweiten Gaschromatographen (Agilent 6890) untersucht. Dieser ist mit einer DB-1-Säule (60 m × 0,25 mm × 0,5 µm, Agilent) und einem Flammenionisationsdetektor ausgestattet. Reaktionsprodukte mit bis zu 12 Kohlenstoffatomen können nach ihrer Kettenlänge getrennt werden. Kohlenwasserstoffe mit 13 oder mehr Kohlenstoffatomen werden zu einer Fraktion zusammengefasst und im Folgenden als C13+ bezeichnet.

Durchführung der Oligomerisierungsexperimente

Für jeden Oligomerisierungsversuch wurde frischer Katalysator eingesetzt. Als Katalysator wurde das kommerziell verfügbare Material Siralox 40 von Sasol eingesetzt, welches nach der Methode von Fuchs et al. [4] für die Experimente vorbereitet wurde. Dieser Katalysator hat sich im Rahmen eines Katalysatorscreenings durch hohe Aktivität und hohe Langzeitstabilität als besonders geeignet erwiesen [5]. Da der Katalysator bereits industriell genutzt wird, wird die Übertragung in großtechnische Anwendungen erleichtert. Der Katalysator wurde mit dem



zehnfachen Volumen Siliciumcarbid gleicher Partikelgröße vermischt und vorsichtig in den Reaktor eingefüllt. Vor Beginn des Versuchs wurde der Katalysator bei 300 °C unter Argon (200 mln/min) für 8 Stunden ausgeheizt und anschließend auf die gewünschte Reaktionstemperatur abgekühlt, wobei der Druck mit Argon aufgebaut wurde. Nach erfolgreichem Druckaufbau wurden die Olefine in gewünschter Menge zudosiert. Zusätzlich beinhaltete der Feed einen Anteil von 20 Vol.% Argon, da dieses als Bilanzgas verwendet wurde. Am Ende jedes Versuchs wurde das Reaktionssystem mit Argon gespült, bis keine Kohlenwasserstoffe mehr im Gasstrom nachweisbar waren. Danach wurde der Druck abgesenkt und die aufgefangene Flüssigkeit entnommen. Basierend auf dem aktuell verfügbaren und publizierten Wissenstand wurden nach Umbau der Anlage zunächst zwei Betriebspunkte gewählt, welche unter bekannten Bedingungen (Propen und Buten als Edukte) eine effiziente Kraftstoffproduktion mit Fokus auf der Kerosin-Fraktion ermöglichen [4,5]. Anschließend wurde die Zusammensetzung des Feeds variiert, um sich dem komplexen DtO-Produkt schrittweise anzunähern. Die Variationen des Feeds wurden durch Temperaturstudien ergänzt, um den Einfluss der Temperatur auf das Reaktionssystem zu untersuchen. Die durchgeführten Versuche sind mitsamt den Reaktionsbedingungen in Tabelle 2 aufgelistet. Es ist anzumerken, dass in Versuch eF#7 10 Gew.% Hexan als paraffinische Verunreinigung und 90 Gew.% Olefine verwendet wurden. Die Versuche eF#8 und eF#12 wurden mit 9.5 Gew.% Hexan als paraffinische Verunreinigung, 0.5 Gew.% Xylol als aromatische Verunreinigung und ebenfalls 90 Gew. % Olefine durchgeführt.



Tabelle 2: Versuchsparameter (WHSV, Temperatur und Druck) und Zusammensetzung des Olefin-Feeds für die durchgeführten Versuche

Experiment	Prozessbedingungen							
	Zusammensetzung der Olefine							
	WHSV [h ⁻¹]	Tempera- tur [°C]	Druck [bar]	C ₂ H ₄ [mol.%]	C ₃ H ₆ [mol.%]	C ₄ H ₈ [mol.%]	C ₆ H ₁₂ [mol.%]	C ₈ H ₁₆ [mol.%]
eF#1	4	120	40	0	50	50	0	0
eF#2	2	120	20	0	50	50	0	0
eF#3	2	120	20	0	0	0	100	0
eF#4	2	120	20	0	0	50	50	0
eF#5	2	120	20	0	33	33	34	0
eF#6	2	120	20	0	25	25	30	20
eF#7 ¹	2	120	20	0	25	25	30	20
eF#8 ²	2	120	20	0	25	25	30	20
eF#9	4	120	40	40	40	20	0	0
eF#10	4	160	40	40	40	20	0	0
eF#11	4	200	40	40	40	20	0	0
eF#12 ³	2	160	20	0	25	25	30	20

¹ enthält 90 Gew.% Olefine und 10 Gew.% Hexan

² enthält 90 Gew.% Olefine, 9 Gew.% Hexan und 1 Gew.% Xylene

³ enthält 90 Gew.% Olefine, 9 Gew.% Hexan und 1 Gew.% Xylene



Produktaufbereitung

Die Vorgehensweise bezüglich der Produktaufbereitung wurde an die Erfordernisse dieses Projekts angepasst. Im Rahmen dieser Studie wird das erhaltene Oligomerisierungsprodukt in einer ersten Destillation in eine Benzin- und eine Mitteldestillatfraktion aufgetrennt. Anschließend wird die Mitteldestillatfraktion hydriert und in einer weiteren Destillation in eine Kerosin- und eine Dieselfraktion aufgetrennt. Diese Änderung resultiert aus einer Rücksprache mit dem Projektpartner MiRO, der es für sinnvoller erachtete, die Benzinfraction nicht zu hydrieren und stattdessen das hochoktanige Olefingemisch direkt als Blend-Komponente zu nutzen. Für die Destillation wurden die Schnitttemperaturen für die verschiedenen Fraktionen auf 130 °C Dampftemperatur im Kolonnenkopf für den Benzinschnitt und 260 °C Dampftemperatur im Kolonnenkopf für den Kerosinschnitt festgelegt. Die Mitteldestillatfraktion wurde in der im Rahmen des reFuels-Demo errichteten Hydrieranlage hydriert. Hierfür wurden folgende Reaktionsbedingungen gewählt: 0.75 Gew.% Katalysator (5% Pd/C), $p = 30 \text{ bar}$, $T = 80^\circ\text{C}$.

Weiterführende Analytik

Die Produktaufarbeitung wurde ausschließlich für die Produkte aus eF#2, eF#6-eF#8 und eF#12 durchgeführt, da die Eduktzusammensetzung dieser Versuche der Zusammensetzung des IKFT-DtO Produkts am meisten ähnelt. Versuch eF#2 dient als Referenz, da dieser im Vorfeld des Projekts mit bekannten Einsatzstoffen und unter üblichen Reaktionsbedingungen durchgeführt wurde. Mithilfe intern verfügbarer Analytik wurde der Siedeverlauf, die Dichte und der Brennwert bestimmt. Die internen Kraftstoffanalysen der Kerosin- und Dieselfractionen wurden durch die anschließende Analytik bei der ASG Analytik-Service AG ergänzt. Die Kälteeigenschaften der Kerosinfraction wurden anhand der Viskosität bei -20°C und -40°C sowie dem Gefrierpunkt charakterisiert. Zusätzlich wurde der Flammpunkt bestimmt. Für die Dieselfraction wurde ausschließlich die Messung der Cetanzahl, aufgrund der geringen Probenmenge, beauftragt.

Abstimmung des am KIT entwickelten DtO-Prozesses mit der Oligomerisierung

Wie bereits zu Beginn dieses Kapitels erwähnt wurde, wird in dieser Arbeit der am KIT entwickelte DTO-Prozess zu Grunde gelegt. Dieser beruht auf DME als Ausgangsstoff und erzeugt Olefine mit einer Kettenlänge von zwei bis elf Kohlenstoffatomen. Im Rahmen der folgenden



Oligomerisierungsversuche wird das Kopplungspotenzial des am KIT entwickelten DTO-Prozesses mit dem Oligomerisierungsprozess validiert.

Zunächst wurde ein erster Versuch (eF#1) unter bekannten Bedingungen und mit bereits untersuchtem Einsatzstoff ($C_3 + C_4$ -Olefine) durchgeführt. Anschließend wurden die Reaktionsbedingungen basierend auf Literaturdaten so angepasst, dass eine erhöhte Ausbeute der Mitteldestillatfraktion zu erwarten war (eF#2). Der Druck wurde von 40 bar auf 20 bar gesenkt und die Verweilzeit von 4 h^{-1} auf 2 h^{-1} [4,5]. Die Veränderung bewirkte einen Anstieg der C_{13+} -Fraktion im Produkt von 31.7% auf 34.4%. Daher wurden die veränderten Bedingungen für die weiteren Untersuchungen genutzt.

Zur Untersuchung der Kopplung des am IKFT-entwickelten DtO-Prozesses mit der Oligomerisierung sollte das DtO-Produkt in der Oligomerisierung eingesetzt werden. Dieses besteht hauptsächlich aus einer Mischung niederer und höherer Olefine im Kettenlängenbereich von C_3 bis C_{11} . Daneben sind in geringen Mengen Paraffine und Aromaten enthalten [1]. Da der Einsatz des in der Laboranlage des IKFT experimentell erzeugten DtO-Produkts aufgrund der geringen Produktmenge nicht möglich ist, wurden DtO-Produktmischungen, sogenannte DtO-Surrogatmischungen, synthetisch durch Abmischen hergestellt. Dieses bestand im Fall des am komplexesten zusammengesetzten Gemisches aus Olefinen der Kettenlängen C_3 , C_4 , C_6 und C_8 , die zusätzlich mit Paraffinen und Aromaten versetzt wurden (eF#8, eF#12). Da ein solcher Feed bisher nicht in der Oligomerisierung eingesetzt wurde, wurde die Komplexität des synthetischen Zwischenproduktgemisches sukzessive erhöht. So wurden zunächst gasförmige Einsatzstoffe untersucht (eF#1, eF#2), anschließend flüssige Einsatzstoffe (eF#3), woraufhin Mischungen aus gasförmigen und flüssigen Einsatzstoffen untersucht wurden (eF#4-5, eF#9-11). Wie in Abbildung 13 zu sehen ist, unterscheiden sich die Produktspektren nach acht Stunden Versuchsdauer signifikant.

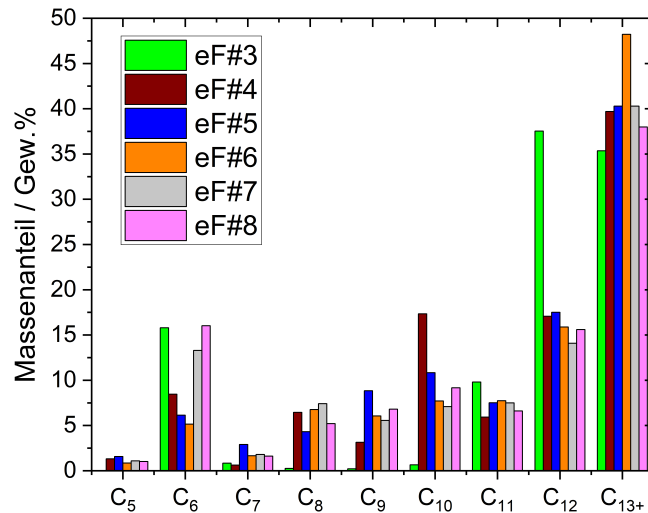


Abbildung 13: Kettenlängenverteilung nach 8 h in Abhängigkeit von der Zusammensetzung des Olefingemischs (Reaktionsbedingungen: $p_{\text{total}} = 20 \text{ bar}$, $T = 120 \text{ °C}$, $\text{WHSV} = 2 \text{ h}^{-1}$, Katalysator: Siralox 40)

Es ist zu beobachten, dass die C₁₃₊-Fraktion von Versuch eF#3 bis eF#6 steigt. Anschließend sinkt die C₁₃₊-Fraktion für eF#7 und eF#8. Ursache dafür sind die paraffinischen und aromatischen Verunreinigungen, die sich im Oligomerisierungsprozess inert verhalten und dadurch die Konzentration und damit die Reaktionsgeschwindigkeit der Olefine am Katalysator verringern. Dadurch finden am Oligomerisierungskatalysator weniger Oligomerisierungsschritte statt und die Ausbeute an langkettigen Produkten nimmt ab.

Darüber hinaus ist zu erwähnen, dass in allen Versuchen eine Katalysatordeaktivierung beobachtet wurde. Diese wurde durch die Hexenumsätze nach 8 und 27 Stunden charakterisiert (Tabelle 3). Die geringste Abnahme der Hexenumsätze wurde bei Versuch eF#4 mit 6.6% und die stärkste Abnahme wurde bei Versuch eF#8 mit 50.6% beobachtet. Die Katalysator-Deaktivierung ist reversibel, der Katalysator kann in regelmäßigen Abständen durch Ausheizen zur Entfernung von Ablagerungen reaktiviert werden, wie in [5] beschrieben.



Tabelle 3: Hexenumsätze und Differenz der Hexenumsätze nach 8 und 27 Stunden (Reaktionsbedingungen: $p_{\text{total}} = 20 \text{ bar}$, $T = 120 \text{ °C}$, $\text{WHSV} = 2 \text{ h}^{-1}$, Katalysator: Siralox 40)

Versuch	Umsatz nach 8 h [%]	Umsatz nach 27 h [%]	Differenz der Umsätze [%]
eF#3	83.3	64.3	19.0
eF#4	86.3	79.7	6.6
eF#5	88.0	77.5	10.5
eF#6	91.8	56.4	35.4
eF#7	90.3	55.3	35.0
eF#8	81.8	31.2	50.6

Darüber hinaus haben die Untersuchungen mit bekannten Einsatzstoffen ($\text{C}_2 + \text{C}_3 + \text{C}_4$ -Olefine, eF#9-11) gezeigt, dass eine Erhöhung der Temperatur auf 160 °C eine deutliche Steigerung der langkettigen Produkte bewirkt (Abbildung 14 a)). Daher wurde ein weiterer Versuch mit dem DtO-Surrogat bei einer Temperatur von 160 °C durchgeführt. Hier ist ebenfalls eine Steigerung der Menge an langkettigen Produkten sichtbar (Abbildung 14 b)). Es wird deutlich, dass auch beim Einsatz des DtO-Surrogats durch Veränderung der Temperatur eine gezielte Einstellung der Produktverteilung möglich ist.

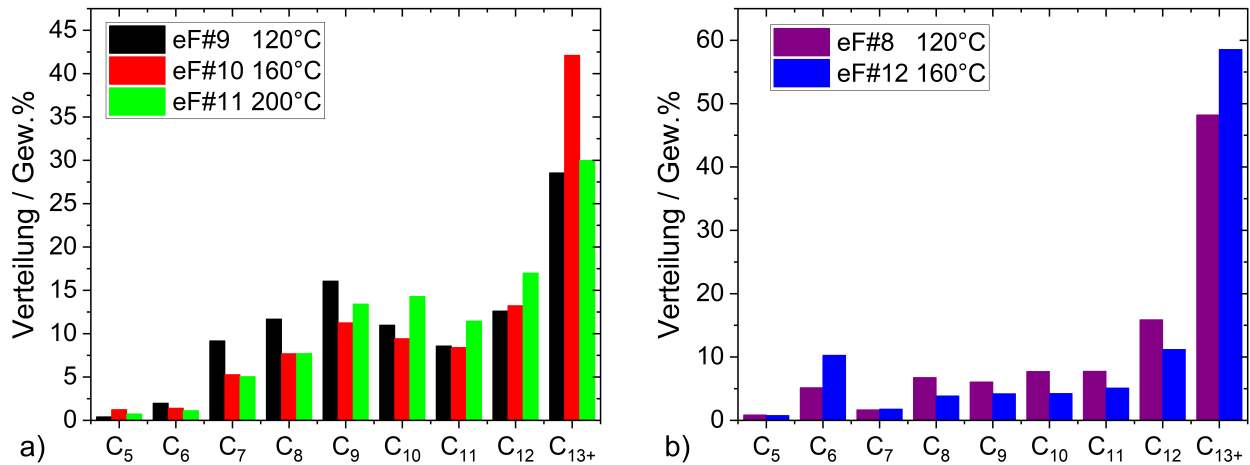


Abbildung 14: a) Kettenlängenverteilung in Abhängigkeit von der Temperatur für ein Olefingemisch mit 40 mol.% Ethen, 40 mol.% Propen und 20 mol.% 1-Buten (Reaktionsbedingungen: $p_{\text{total}} = 40$ bar, WHSV = 4 h^{-1} , Katalysator: Siralox 40) b) Kettenlängenverteilung in Abhängigkeit von der Temperatur für ein Olefingemisch mit 25 mol.% Propen, 25 mol.% 1-Buten, 30 mol.% 1-Hexen und 20 mol.% 1-Okten (Reaktionsbedingungen: $p_{\text{total}} = 20$ bar, WHSV = 2 h^{-1} , Katalysator: Siralox 40)

Aufarbeitung der Oligomerisierungsprodukte

Um die Kraftstoffeigenschaften der erhaltenen Oligomerisierungsprodukte zu bestimmen, müssen diese zunächst destillativ aufgetrennt und die entsprechenden Mitteldestillatfraktionen hydriert werden (vergleiche Kapitel weiterführende Analytik).

Dies wurde ausschließlich für die Produkte von eF#2, eF#6-eF#8 und eF#12 durchgeführt. Die Versuche eF#6-eF#8 und eF#12 wurden gewählt, da die Einsatzstoffe dem DtO-Produkt am ähnlichsten sind. Die Produkte von eF#2 dienen als Vergleich, da dieser Versuch mit bereits bekannten Einsatzstoffen (C₃-C₄-Olefine) durchgeführt wurde. Es ist zu beachten, dass die paraffinischen Verunreinigungen aufgrund des niedrigen Siedepunkts in der Benzinfraktion und die aromatischen Verunreinigungen aufgrund ihres Siedepunkts in der Kerosinfraktion abgetrennt werden.

Die Kerosinfraktion stellt bei den Versuchen eF#2-eF#8 die größte Kraftstofffraktion dar (Abbildung 15 a). Werden ausschließlich eF#2 (C₃ + C₄-Olefine) und eF#6 (C₃ + C₄ + C₆ + C₈-Olefine) betrachtet, kann beobachtet werden, dass die Mischung von niederen und höheren



Olefinen einen geringen Einfluss auf die Verteilung der Kraftstofffraktionen hat. Darüber hinaus haben die hinzugefügten Verunreinigungen bei den Versuchen eF#7 und eF#8 ebenfalls nur einen geringfügigen Einfluss auf die Verteilung der Kraftstofffraktionen. Die größte Ausbeute bezüglich der Dieselfraktion wurde für eF#12 beobachtet und ist in etwa genauso hoch wie die Kerosinfraktion von eF#12.

Die erhöhte Reaktionstemperatur von eF#12 erhöht die Reaktionsgeschwindigkeit und begünstigt die Bildung längerer Moleküle, was durch die stark gewachsene Dieselfraktion sichtbar wird. Es kann also festgehalten werden, dass die paraffinischen und aromatischen Verunreinigungen des DtO-Produkts, die Kettenlänge der Einsatzstoffe sowie die Reaktionstemperatur die Ausbeuten der verschiedenen Kraftstofffraktionen erheblich beeinflussen. Der Einfluss der Temperatur auf den Oligomerisierungsprozess übersteigt den Einfluss der Verunreinigungen und den Einfluss der Kettenlänge der Einsatzstoffe deutlich.

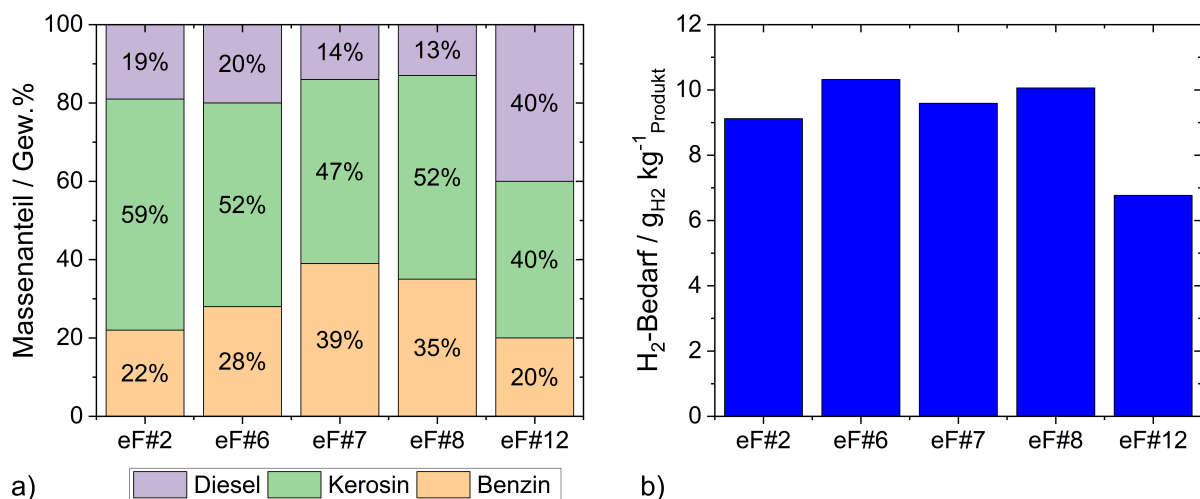


Abbildung 15: a) Fraktionierung des flüssigen Produkts (C5+) in Benzin ($T_{\text{Dampf}} \leq 130 \text{ °C}$), Kerosin ($T_{\text{Dampf}} \leq 260 \text{ °C}$) und Diesel ($T_{\text{Dampf}} > 260 \text{ °C}$) b) spezifischer Wasserstoffverbrauch für das Mitteldestillat (Kerosin + Diesel)

Die Hydrierung der Mitteldestillatfraktion zeigt, dass der spezifische H₂-Bedarf stark von der jeweiligen Produktverteilung abhängt (Abbildung 15 b). Dies hängt mit der veränderten Zusammensetzung der Mitteldestillatfraktion zusammen. Das Mitteldestillat (Kerosin + Diesel)



von Versuch eF#12 enthält die größte Dieselfraktion und damit den größten Anteil an langkettigen Molekülen. Dies führt zum geringsten Wasserstoffbedarf. Die paraffinischen und aromatischen Verunreinigungen beeinflussen den Wasserstoffbedarf nur geringfügig.

Bewertung der Kraftstoffeigenschaften

Durch die destillative und hydrierende Produktaufbereitung wurden 15 Muster (5 Benzin-, 5 Kerosin- und 5 Dieselpben) erzeugt, welche auf ihre Kraftstoffeigenschaften hin untersucht wurden (siehe Abschnitt 2). Da die Kerosinfraktion den größten Anteil des Oligomerisierungsproduktes darstellt, werden umfangreiche Untersuchungen zur Anwendung dieser Fraktion als eSAF durchgeführt.

Da der Oligomerisierungsprozess nicht nur Kerosin liefert, wurden auch die erhaltenen Benzin- und Dieselfraktionen auf ihre Anwendung als Kraftstoff oder Kraftstoffkomponente hin analysiert. In diesem Zusammenhang werden die Messergebnisse mit den entsprechenden Normen verglichen. Im Folgenden werden die normgerechten Werte in grün und Werte außerhalb der Norm in rot dargestellt.

Die Benzin-Proben werden anhand der Dichte, des Brennwertes und des Siedeverlaufs charakterisiert (Tabelle 4). Es ist anzumerken, dass die Benzinfraktion nicht hydriert wurde und der Olefinanteil in allen Proben für einen Einsatz als Reinkraftstoff nach EN 228 zu hoch ist. Der hohe Olefinanteil begünstigt jedoch hohe Oktanzahlen. Folglich kann die Benzinfraktion ausschließlich als hochoktanige Blending-Komponente eingesetzt werden.



Tabelle 4: Dichte und Heizwert der Benzinfraktionen ($T_{\text{Dampf}} \leq 130 \text{ °C}$)

Parameter		Dichte / kg m^{-3}	Brenn- wert MJ / kg
eF#2		723.2	46.7
eF#6		704.4	46.7
eF#7		694.6	47.0
eF#8		689.0	47.1
eF#12		687.8	46.1
DIN	Min.	720.0	/
EN 228	Max.	775.0	/

Die Dichte der Benzinproben liegt für alle Proben, mit Ausnahme der Benzinprobe von eF#2, unterhalb des Normbereichs. Durch Blending mit anderen Kraftstoffkomponenten könnte die Dichte erhöht werden und der gebrauchsfertige Kraftstoff die entsprechende Dichtenorm erfüllen. Der Brennwert aller Proben liegt in der typischen Größenordnung für Benzin von 47.3 MJ/kg, was eine Anwendung als hocheffizienter Kraftstoff nahelegt [6]. Die Analyse der Siedeverläufe ergab, dass die untersuchten Proben bei zu hohen Temperaturen sieden (Abbildung 16). Dies weist auf einen geringen Anteil kurzkettiger und damit leicht siedender Kohlenwasserstoffe hin. Diese nachteilige Eigenschaft könnte ebenfalls durch Blending mit leicht siedenden Kraftstoffkomponenten kompensiert werden.

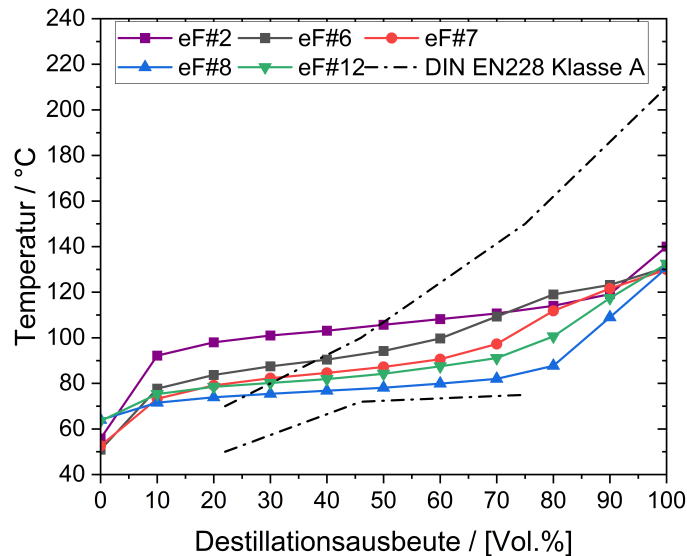


Abbildung 16: Siedeverlauf der Benzinfraktionen für die Versuche eF#2, eF#6, eF#7, eF#8 und eF#12 sowie der Siedebereich entsprechend der Norm für Ottokraftstoffe DIN EN 228 Klasse A

Die Analyse der Kerosinfraktion umfasst 3 übergeordnete Gruppen von Eigenschaften. Die Kälteeigenschaften werden durch den Gefrierpunkt und die Viskosität bei -20 °C und -40 °C charakterisiert. Das Siedeverhalten wird durch Destillation beschrieben und zusätzlich werden noch allgemeine Werte wie die Dichte und der Brennwert spezifiziert. Da es für die Methanol-to-Jet fuel-Prozessroute noch keine genaue Spezifikation in der ASTM D7566 22a gibt, wird zur Bewertung der Kerosinqualität der Annex 5 aus dieser Norm verwendet. Dieser Annex wurde für die Alcohol-to-Jet fuel-Prozessroute entwickelt, die ähnlich wie die Methanol-to-Jet fuel-Prozessroute einen Oligomerisierungsschritt, einen Hydrierschritt und eine Fraktionierung beinhaltet.

Die ermittelten Kenngrößen für die synthetisierten Kerosinmuster liegen alle im Normbereich (Tabelle 5, Tabelle 6). Es ist ersichtlich, dass auch mit den paraffinischen und aromatischen Verunreinigungen in der Oligomerisierung normgerechter SAF (Sustainable Aviation Fuel) synthetisiert werden kann. Ausschließlich die Dichte der Kerosinprobe von eF#2 liegt geringfügig über der Norm. Durch geringfügige Anpassungen der Destillationsmethode kann auf die Dichte der Kerosinfraktion Einfluss genommen werden. Folglich könnte auch aus dem Oligomerisierungsprodukt von eF#2 eine Kerosinfraktion mit normgerechter Dichte gewonnen werden.



Tabelle 5: Ausgewählte Kraftstoffparameter der Kerosinfraktionen ($T_{\text{Dampf}} \leq 260 \text{ °C}$)

Parameter	Dichte / kg m^{-3}	Brenn- wert / MJ kg^{-1}	Flamm- punkt / $^{\circ}\text{C}$	Gefrier- punkt / $^{\circ}\text{C}$	Viskosität / $\text{mm}^2 \text{s}^{-1}$		
					-20 $^{\circ}\text{C}$	-40 $^{\circ}\text{C}$	
eF#2	773.8	47.2	46	←90	4.2	8.1	
eF#6	760.9	47.4	43	←90	6.8	8.8	
eF#7	763.5	47.3	45.5	←90	3.7	7.3	
eF#8	766.0	47.29	44	←90	3.7	7.2	
eF#12	769.5	47.27	51	←90	4.7	10.1	
ASTM D7566 22a	Min.	730	/	38	/	/	/
	Max.	770	/	/	-40	8	12

Tabelle 6: Ausgewählte Kraftstoffparameter der Kerosinfraktionen ($T_{\text{Dampf}} \leq 260 \text{ °C}$)

Parameter	10 Vol.% destilliert (T_{10}) / $^{\circ}\text{C}$	Siedeend- punkt / $^{\circ}\text{C}$	90 Vol.% -10 Vol.% des- tilliert ($T_{90}-T_{10}$) / $^{\circ}\text{C}$	
				eF#2
eF#6	162.8	241	62.6	
eF#7	166.2	249.4	63.3	
eF#8	165.7	255.4	67.7	
eF#12	175.6	250.3		
ASTM D7566 22a	Min.	/	/	21
	Max.	205	300	/



Die Dieselproben werden anhand ihrer Dichte, dem Heizwert, der Cetanzahl und der Viskosität auf ihre Anwendung als Dieseldieselkraftstoff hin überprüft (Tabelle 7). Die Dichte aller Dieselproben liegt innerhalb des zulässigen Bereichs der relevanten Dieseldieselkraftstoffnorm EN 590. Die Viskosität bei 40 °C und die Cetanzahl liegen jedoch außerhalb des zulässigen Normbereichs. Dies ist für eine Anwendung als Kraftstoff ungünstig und bedeutet, dass die Dieseldieselkraftstofffraktion nicht ausreichend zündfähig und zu zähflüssig wäre. Diese nachteiligen Eigenschaften könnten durch Blending mit anderen Dieseldieselkraftstoffen ausgeglichen werden. Darüber hinaus ist eine Weiterentwicklung des Oligomerisierungsprozesses und des Oligomerisierungskatalysators vielversprechend, um die Viskosität der Dieseldieselkraftstofffraktion zu verringern. Der Heizwert der Proben liegt über dem für Diesel typischen Brennwert von 43.8 MJ kg⁻¹, was eine Anwendung als hocheffizienter Kraftstoff attraktiv macht [6]. Das Siedeverhalten der Proben eF#2 und eF#6-eF#8 liegt im Normbereich. Die Dieseldieselkraftstoffprobe von eF#12 hingegen ist zu schwer siedend. Durch einen weiteren Destillationsschritt könnten weitere Schwersieder von der Probe abgetrennt werden und das Siedeverhalten der Proben angepasst werden.

Tabelle 7: Ausgewählte Kraftstoffparameter der Dieseldieselkraftstofffraktionen (T_{Dampf} > 260 °C)

Parameter	Dichte / kg m ⁻³	Brennwert / MJ kg ⁻¹	Cetanzahl / -	Viskosität 40 °C /mm ² s ⁻¹	Vol.% destilliert		95 Vol.% destilliert bei / °C	
					250 °C	350 °C		
eF#2	833,9	46,5	<35	9.0	0	94	354.3	
eF#6	818,2	46,9	47	6.2	0	93.1	355.4	
eF#7	820,5	46,9	46	6.8	0	92.6	356.9	
eF#8	828,6	46,8	38,2	7.8	0	93.5	356.7	
eF#12	826,1	46,7	42,1	8.6	0	86.4	373.6	
DIN	Min.	820,0	/	51,0	2.0	/	85	/
EN 590	Max	845,0	/	/	4.5	<65	/	360



Zusammenfassend lässt sich festhalten, dass eine Mischung aus höheren und niedrigeren Olefinen erfolgreich in der Oligomerisierung eingesetzt wurde. Die Zugabe von paraffinischen und aromatischen Verunreinigungen hatte nur einen geringen Einfluss auf den Prozess und die Qualität der erzeugten Kraftstofffraktionen.

Das Oligomerisierungsprodukt wurde in die Fraktionen Benzin, Kerosin und Diesel getrennt und anhand ausgewählter Kraftstoffparameter charakterisiert. Nahezu alle Kerosinproben erfüllten die Anforderungen von ASTM D7566 22a Annex 5, während die Benzin- und Dieselfraktion durch Blending mit anderen Komponenten in einen gebrauchsfertigen Kraftstoff überführt werden können. In Kombination mit der Olefin-Oligomerisierung stellt der am KIT entwickelte DtO-Prozess, der eine Mischung aus höheren und niedrigeren Olefinen erzeugt, somit eine vielversprechende Prozessroute zur Bereitstellung der langfristig in Baden-Württemberg benötigten Kraftstoffe für die Bereiche Luftfahrt, bodengebundene Anwendungen, Offroad-Anwendungen und Schifffahrt auf Basis von Methanol und DME dar.

Prozessmodelle und -Simulation

Die Steady-State-Simulationen der vier Szenarien wurden in Aspen Plus® V14 unter Verwendung hierarchischer Modelle durchgeführt. Für diese Arbeit wurden Anlagendesigninformationen der aktuellen bioliq®-Anlage am KIT, experimentelle Daten aus Labor- und Industrieanlagen aus der Literatur sowie verfügbare Industrierberichte und technische Dokumente herangezogen. Die in diesem Arbeitspaket betrachteten Prozesspfade gliedern sich wie folgt:

- Kurzfrist-Szenario: Die Umwandlung von Dimethylether (DME) zu Benzin (DtG) basierend auf einer MeOH-Kapazität von 200 kt/a.
- Innovations-Szenario: Die Umwandlung von DME zu Kraftstofffraktionen über den DME-to-Olefines-Pfad (DtO) basiert auf einer MeOH-Kapazität von 500 kt/a.
- Referenz-Szenario: Die Umwandlung von Methanol (MeOH) zu Kraftstofffraktionen über den MeOH-to-Olefines-Pfad (MtO) basiert auf einer MeOH-Kapazität von 500 kt/a.
- Langfrist-Szenario: Die Umwandlung von DME zu Kraftstofffraktionen über den DtO Pfad basiert auf einer MeOH-Kapazität von 1.000 kt/a.

Die Simulationsergebnisse für Massen-, Kohlenstoff- und Energieeffizienzen der Kraftstoffsynthesen, bezogen auf MeOH als Einsatzstoff, werden für die vier Szenarien in Tabelle 8 verglichen.



Szenario	Einsatz (kt/a)	Produkt (kt/a)	Produktverteilung (Gew.%)	η _Masse (%)	η _LHV (%)	η _C (%)
Kurzfrist	200	59	Standardbenzin (100%)	29,5	64	67
Innovation	500	202	Benzinfraktion (41%), SAF (48%), Dieselfraktion (11%)	40,5	90	92
Referenz	500	152	Benzinfraktion (37%), SAF (63%)	30,5	68	68
Langfrist	1000	405	Benzinfraktion (41%), SAF (48%), Dieselfraktion (11%)	40,5	90	92

Tabelle 8: Aus den Prozesssimulationen berechnete Effizienzen der verschiedenen Szenarien

2.1.1.1 Kurzfrist-Szenario

Dieses Szenario basiert auf dem bioliq®-Prozesskonzept, bei dem Biomasse zu Benzin umgewandelt wird. Die Anlage umfasst vier Haupt-Prozessschritte: Pyrolyse (von fester lignocellulöser Biomasse), Synthesegaserzeugung durch Vergasung (der Pyrolyseprodukte), Gasreinigung, sowie Benzinsynthese über DME-Synthese (DtG). In der Schnellpyrolyse werden lignozellulosehaltige Biomassereststoffe mit geringer(er) Energiedichte, wie z. B. Stroh, in ein Produkt mit höherer Energiedichte umgewandelt. Dieses kann als Zwischenmaterial für die Herstellung von Chemikalien und Kraftstoffen dienen. In der bioliq®-Pilotanlage am KIT besteht das Produkt der Pyrolysestufe aus einer Mischung aus festen und flüssigen Komponenten, die zusammen als Biosyncrude bezeichnet werden, sowie Gasen, die intern genutzt (oder verworfen) werden. Das Biosyncrude wird in einer Vergasungsstufe zu Synthesegas umgewandelt. Die letzte Stufe der Anlage ist die Kraftstoffsynthese, in der das biomassebasiertes Synthesegas über eine DME- und anschließende DtG-Synthese zu Benzin umgesetzt wird. [7]

In diesem Arbeitspaket wird die Simulation der Synthesegasaufbereitungseinheit sowie der DtG-Einheit zur Benzinsynthese durchgeführt. Das im Vergaser erzeugte Roh-Synthesegas durchläuft mehrere Reinigungs- und Konditionierungsschritte. Die Einstellung der Synthese-

gaszusammensetzung für die nachgeschaltete Kraftstoffsynthese erfolgt in zwei Einheiten: einer CO₂-Absorptionseinheit zur Reduktion des CO₂-Gehalts von 15 mol% auf 5–6 mol% sowie einer WGS-Einheit (WGS: Wasser-Gas-Shift) zur Anpassung des H₂/CO-Verhältnisses für die MeOH- und DME-Synthese. Abbildung 17 zeigt ein vereinfachtes Schema der Synthesegasaufbereitungseinheit.

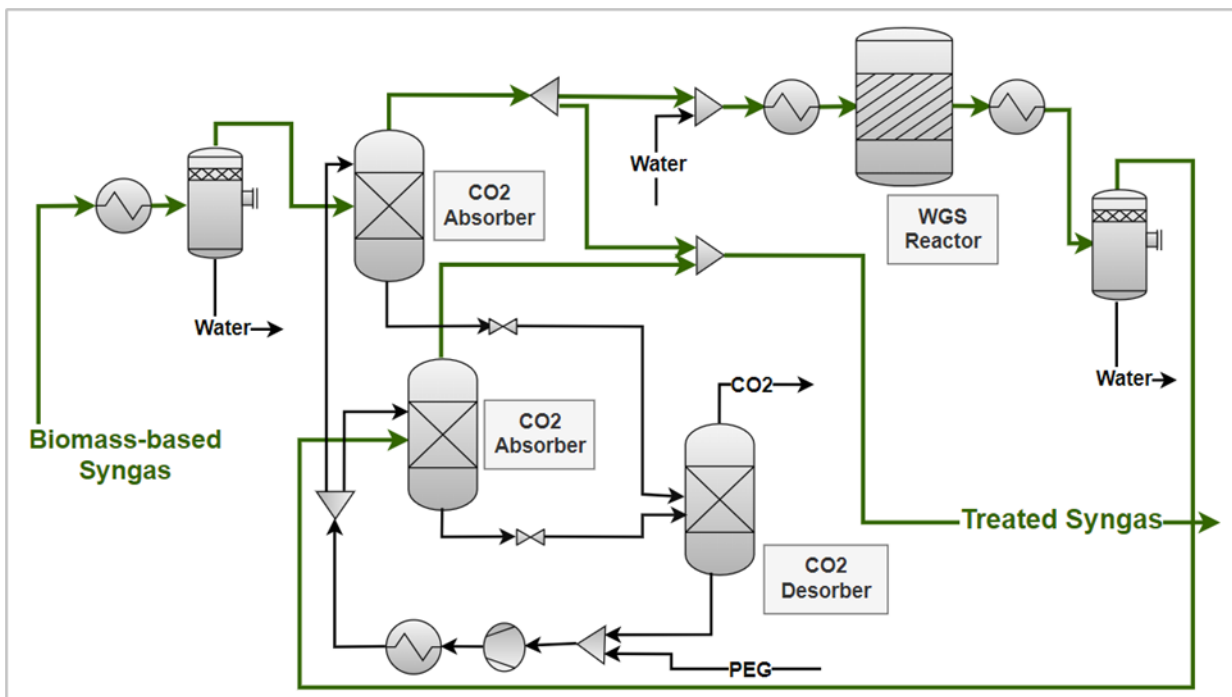


Abbildung 17: Kurzfrist-Szenario – Syngas-Aufbereitungseinheit

Abbildung 18 zeigt ein vereinfachtes Fließschema der Benzinsynthese, und Abbildung 19 die Massenbilanz des DtG-Verfahrens als Sankey-Diagramm. Der DtG-Reaktor wurde unter Verwendung eines Komponenten-Ausbeute Modells simuliert, das auf Produktverteilungen und -zusammensetzungen aus der ExxonMobil-MtG-Pilotanlage basiert [8]. Das DtG-Produkt wird zunächst in einen Dreiphasenseparator geleitet, um Gas und Wasser abzutrennen. Anschließend wird das Rohbenzin in einer Deethanisierungs- und einer Stabilisierungskolonie behandelt. Das Rohbenzin-Produkt der MtG/DtG-Reaktionseinheiten enthält typischerweise Durol, dessen Gehalt reduziert werden muss [8]. Dazu kann das Rohbenzin entweder mit einer passenden Menge normgerechten Benzins gemischt [9] oder in einer nachgeschalteten Hydrierung/Isomerisierung weiter veredelt werden, um die Qualitätsanforderungen zu erfüllen. Das



stabilisierte Benzin enthält etwa 36 Gew.% Aromaten und 5 Gew.% Durol; diese werden durch den Hydrierprozess auf ca. 26 Gew.% respektive <2 Gew.% reduziert.

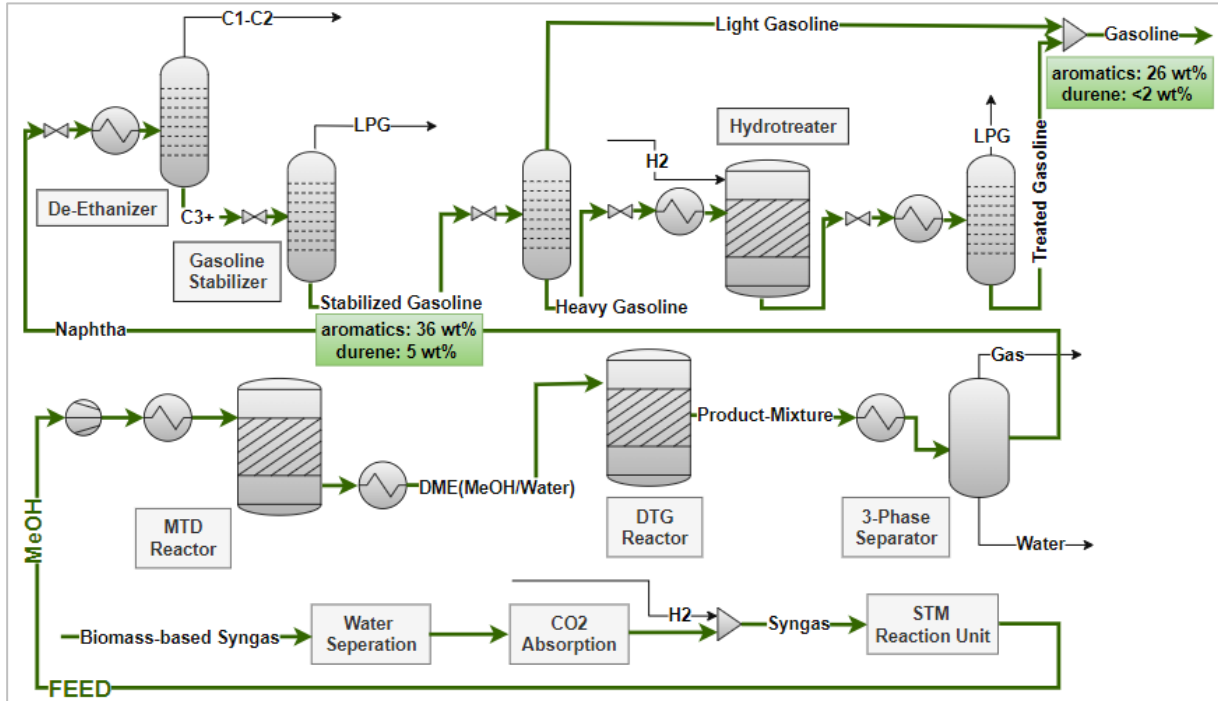


Abbildung 18: Kurzfrist-Szenario – biomassebasiertes Synthesegas zu Benzin

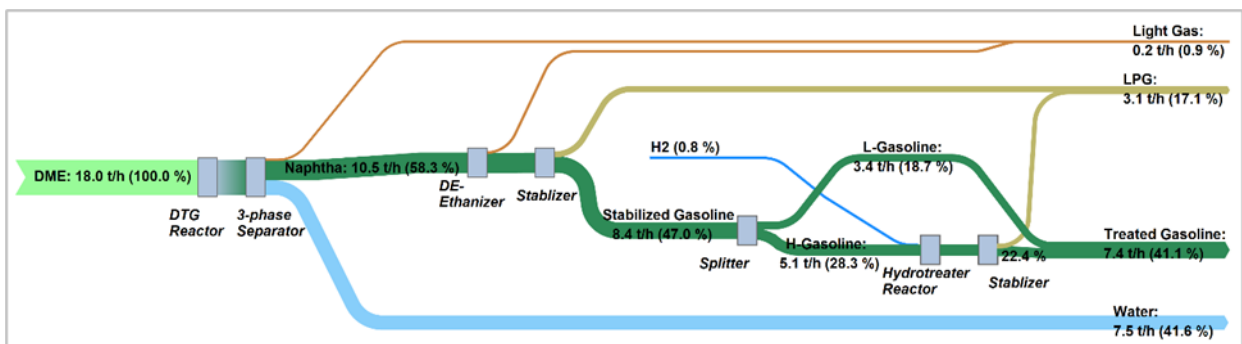


Abbildung 19: Kurzfrist-Szenario – Massenbilanz für die Umwandlung von DME zu Benzin



2.1.1.2 Referenz-Szenario

Ein vereinfachtes Fließschema für diesen Prozess sowie die Massenbilanz sind in Abbildung 20 bzw. Abbildung 21 dargestellt. Der Einsatzstoffstrom in die Bilanzgrenze der Simulation beträgt 500 kt/a MeOH. Der MtO-Reaktor wird mit einem stöchiometrischen Modell bei 450 °C und 3 bar simuliert [10]. Der MeOH-Umsatz liegt bei >99 %, mit einer Olefinselektivität von 85 % und einem Olefin/MeOH-Verhältnis von 1/2,6 [11]. Wasser und CO₂ werden aus dem Produktgemisch über einen Quenchturm und einen Amin-Wäscher zur CO₂-Absorption entfernt. Der Gasstrom aus dem Amin-Wäscher wird anschließend in die Olefintrennung geleitet, um Paraffine von Olefinen abzutrennen. Das resultierende olefinische Produkt, bestehend aus 40 mol % C₂H₄, 40 mol % C₃H₆ und 20 mol % C₄H₈, wird dem Oligomerisationsreaktor zugeführt. Dieser Reaktor wird anhand experimenteller Daten aus Laboruntersuchungen am KIT simuliert [5]. Bei 120 °C und 40 bar werden Olefinumsätze von 98 % für C₂H₄, 80 % für C₃H₆ und 55 % für C₄H₈ erreicht. Das Produkt wird anschließend in einem stöchiometrischen Reaktormodell hydriert, um Olefine bei 80 °C und 35 bar vollständig zu Paraffinen abzusättigen. Das paraffinische Produkt wird, zunächst zur De-Ethanisierung, dann zur Abtrennung von LPG zur Stabilisierung und schließlich zur Trennung der Benzinfraktion von SAF, über verschiedene Destillationskolonnen geführt. Die Benzinfraktion beträgt etwa 40 Gew.%, während der SAF-Anteil 60 Gew.% ausmacht.

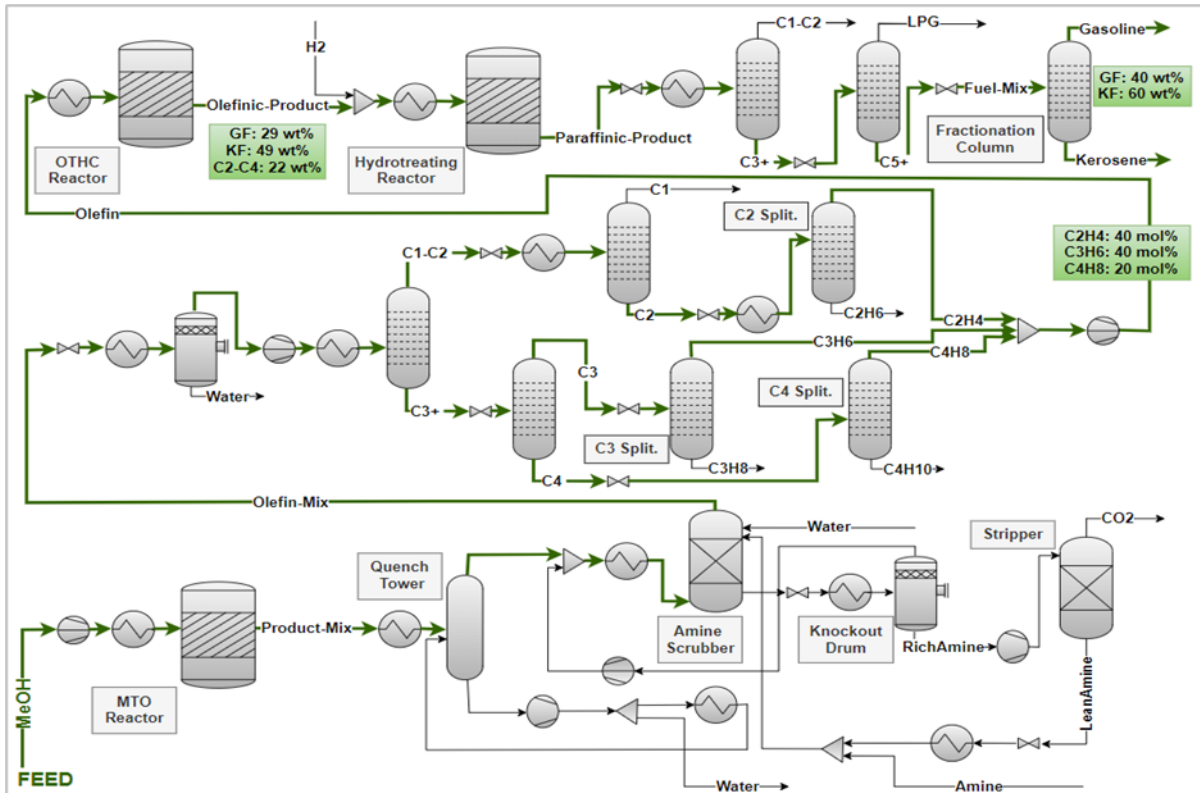


Abbildung 20: Referenz-Szenario – MeOH zu Kraftstoffen über Mto und Oligomerisation

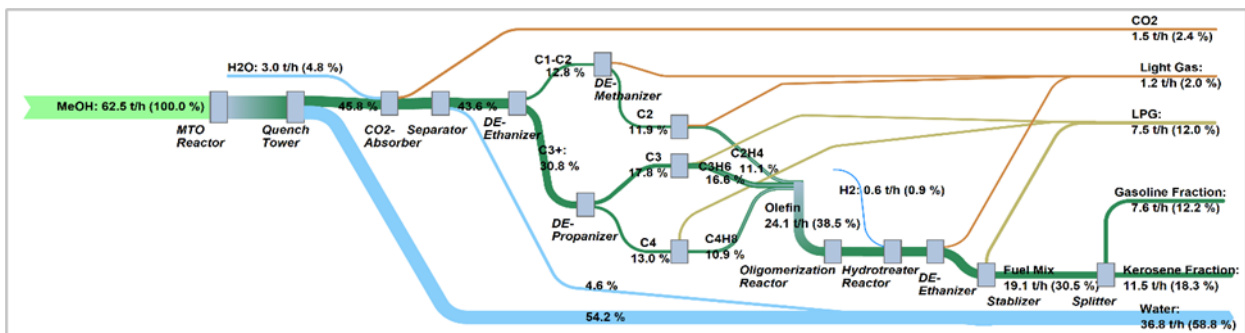


Abbildung 21: Referenz-Szenario – Massenbilanz



2.1.1.3 Innovation- und Langfrist-Szenario

In beiden Szenarien beginnt der Bilanzraum der Simulation mit DME als Einsatzstoff. Die Verfahrenskonzepte sind identisch und unterscheiden sich lediglich in der DME-Kapazität von 359 kt/a im Innovations- und 719 kt/a im Langfristszenario, die auf einem vollständigen MeOH-Umsatz in der vorgelagerten INDIGO-Verfahrensstufe basieren. Ein vereinfachtes Fließschema für diesen Prozess sowie die Massenbilanz können Abbildung 22 und Abbildung 23 entnommen werden.

Der DtO-Reaktor wird basierend auf experimentellen, im KIT-Labor durchgeführten, Arbeiten simuliert [1,3]. Der Reaktor wird bei 400 °C und 21 bar sowie einer WHSV (weight hourly space velocity) von 1,5 (1/h) betrieben. Die Umsetzung von DME beträgt 100 %, und das Produkt besteht aus einem Gemisch von 90 Gew.% Olefinen (C_3H_6 , C_4H_8 , C_6H_{12} , C_8H_{16}), 9 % Paraffinen (C_6) und 1 % Aromaten (C_8). In einem Quenchturm wird zunächst Wasser aus dem Produktgemisch abgetrennt, das anschließend dem Oligomerisierungsreaktor zugeführt wird. Die (experimentelle) Oligomerisierung der leichten Olefine zu höherkettigen Olefinen wird in einem Laborreaktor am KIT durchgeführt, der bei 120 °C und 20 bar und einer WHSV von 2 (1/h) betrieben wird. Der durchschnittliche Olefinumsatz beträgt 75 % für C_3H_6 , 79 % für C_4H_8 , 57 % für C_6H_{12} und 75 % für C_8H_{16} , während Paraffine und Aromaten im Reaktor inert sind. Das entstehende Produktgemisch besteht aus 41 Gew.-% Benzinfraction (C_5-C_8), 48 % SAF (C_9-C_{13}) und 11 % Dieselfraction (C_{13+}). Das in diesem Szenario betrachtete Verfahrenskonzept sieht vor, die Benzinfraction ($<C_9$) nach dem Oligomerisierungsschritt abzutrennen und nur die schwereren Olefine zu hydrieren. Daher wird das Produkt des Oligomerisationsreaktors einer Destillationskolonne zugeführt, in der alle Komponenten mit einem Siedepunkt unter 130 °C am Kolonnenkopf als Benzinfraction abgetrennt werden. Dieses Produkt wird einer Stabilisierungskolonnen zugeführt, um unverbrauchte C_3-C_4 Olefine abzutrennen, die anschließend zur weiteren Umsetzung in den Oligomerisierungsreaktor zurückgeführt werden können. Das Sumpfprodukt der ersten Destillationskolonne, das sogenannte Mitteldestillat, wird einer Hydrierung zugeführt, um die Olefine vollständig zu Paraffinen abzusättigen. Für den Hydrierungsreaktor wurde ein stöchiometrisches Modell, basierend auf experimentellen Daten des KIT, verwendet. Der Reaktor arbeitet bei 80 °C und 35 bar, und das H_2 /Feed-Massenverhältnis beträgt etwa 1 %. Das hydrierte Produkt wird anschließend in einer weiteren Destillationskolonne in Kohlenwasserstoffe mit einem Siedepunkt unter 260 °C, als Kerosinfraction (C_9-C_{13}) bzw. SAF, und schwerere Kohlenwasserstoffe, als Dieselfraction (C_{13+}), getrennt. Diese Kraftstofffraktionen können konventionellen Flug- beziehungsweise Dieselmotorkraftstoffen beigemischt werden.

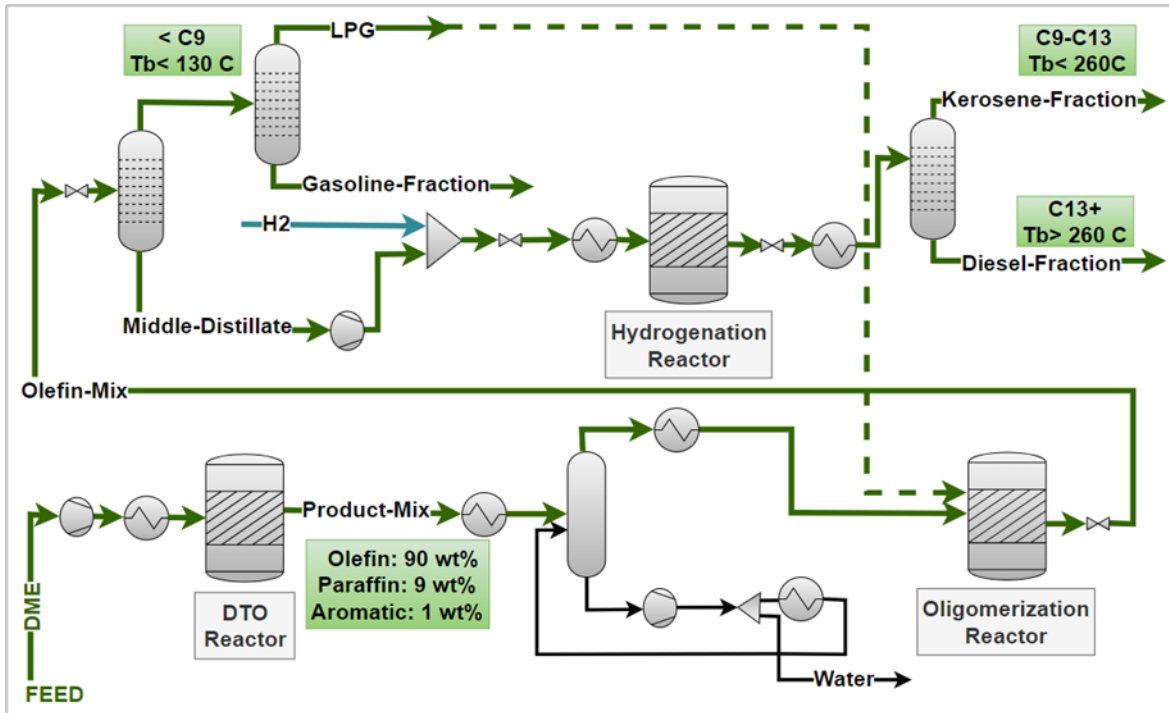


Abbildung 22: Innovations- and Langfrist Szenario – DME zu Kraftstoffen über DtO und Oligomerisation

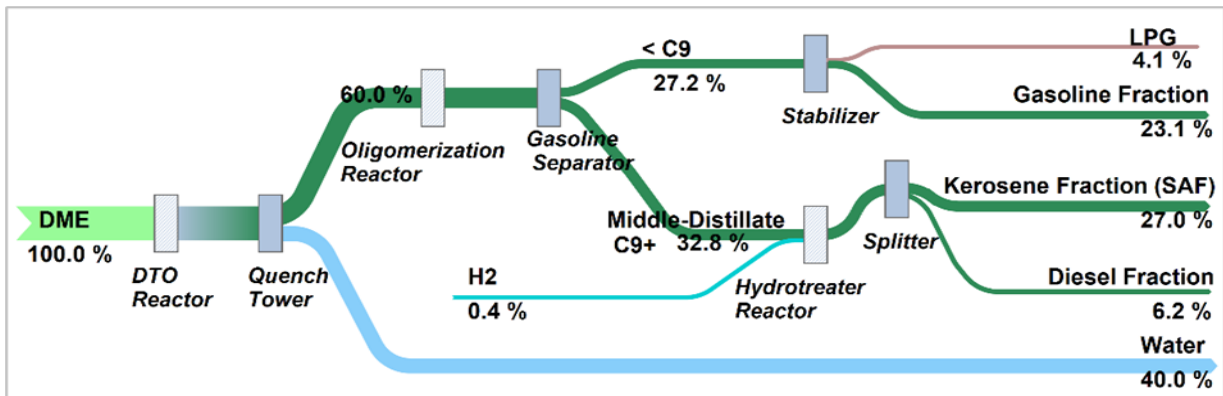


Abbildung 23: Innovations- and Langfrist Szenario - Massenbilanz



2.2. Arbeitspaket 2 Techno-ökonomische Analyse

2.2. Erstellung der Dateninventare sowie pfadspezifischer Systemlayouts für die nachfolgenden techno-ökonomischen Analysen

Im Rahmen des Projekts wurden die vier in Abbildung 24 dargestellten Szenarien techno-ökonomisch bewertet. Das Kurzfrist-Szenario zeigt einen Pfad auf, wie bereits im Jahr 2030 signifikante Mengen an erneuerbarem Kraftstoff auf Basis von importiertem DME in Baden-Württemberg produziert werden können. Deshalb werden in diesem Szenario nur Technologien berücksichtigt, die heute verfügbar sind. Dementsprechend wird zum Beispiel nicht die Herstellung von nachhaltigen Flugkraftstoffen aus DME im Kurzfrist-Szenario betrachtet. Im Kurzfrist-Szenario werden 59 kt/a Benzin und 25 kt/a LPG hergestellt. Das DME wird in Finnland aus dem biogenen Reststoff Stroh hergestellt. Dazu wird das Stroh zunächst in einer Pyrolyse mit anschließender Vergasung zu Synthesegas umgewandelt. Nach einer Aufbereitung wird das Synthesegas zu Methanol umgewandelt. Die Kapazität der Methanolsynthese ist im Kurzfrist-Szenario auf 200 kt reines Methanol pro Jahr festgelegt. Das Methanol wird anschließend in einem konventionellen Prozessschritt zu DME umgewandelt.

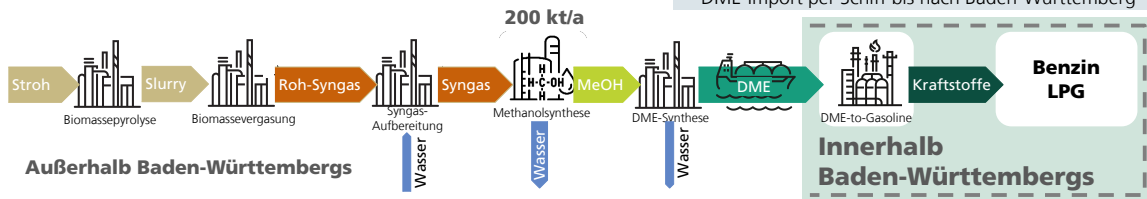
Im Innovations-Szenario (2035) wird bereits die 2,5-fache Menge an Kraftstoff in Baden-Württemberg produziert. Für die Kraftstoffherstellung werden nun die neuartigen e-Fäkt-Prozesse (DAC, INDIGO, DtO) genutzt. Mit diesem Prozess können auch nachhaltige Flugkraftstoffe (Sustainable Aviation Fuels, SAF) hergestellt werden (97 kt/a). Weitere Produkte sind eine Benzinfraktion (83 kt/a), eine Dieselfraktion (22 kt/a) und LPG (15 kt/a). Für den Import des DME werden drei Fälle betrachtet: Import aus Finnland, Spanien und Brasilien. Im Innovations-Szenario wird Wasserstoff aus einer Elektrolyse und CO₂ aus Direct Air Capture genutzt, um zunächst Rohmethanol herzustellen.



i) Kurzfrist-Szenario (2030)

Exportregion: Finnland

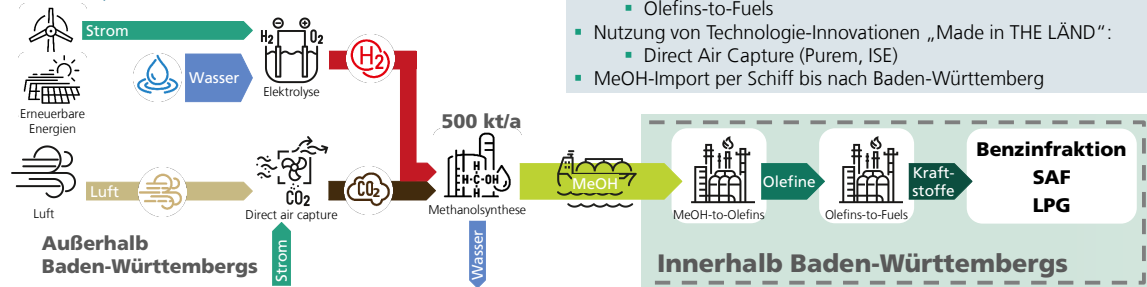
- Input: Nachhaltige Biomasse nach RED III
- Nutzung von heute verfügbaren Technologien:
 - DME-Synthese auf Basis von bioliq-Prozess
 - DME-to-Gasoline (DtG)
- DME-Import per Schiff bis nach Baden-Württemberg



ii) Referenz-Szenario (2035)

Exportregion: je ein Szenario für Finnland, Spanien und Brasilien

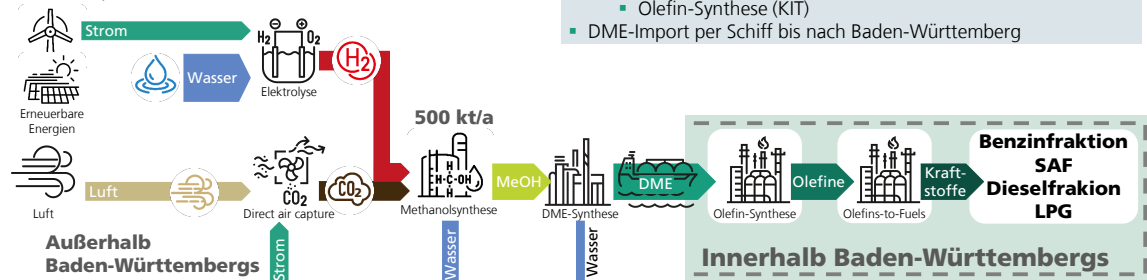
- Input: Wasserstoff aus Elektrolyse und CO₂ aus Direct Air Capture
- Nutzung von State-of-the-Art Technologien:
 - MeOH-Synthese
 - MeOH-to-Olefins
 - Olefins-to-Fuels
- Nutzung von Technologie-Innovationen „Made in THE LÄND“:
 - Direct Air Capture (Purem, ISE)
- MeOH-Import per Schiff bis nach Baden-Württemberg



iii) Innovations-Szenario (2035)

Exportregion: je ein Szenario für Finnland, Spanien und Brasilien

- Input: Wasserstoff aus Elektrolyse und CO₂ aus Direct Air Capture
- Nutzung von Technologie-Innovationen „Made in THE LÄND“:
 - Direct Air Capture (Purem, ISE)
 - DME-Synthese (ISE)
 - Olefin-Synthese (KIT)
- DME-Import per Schiff bis nach Baden-Württemberg



iv) Langfrist-Szenario (2040)

Exportregion: je ein Szenario für Finnland und Spanien

- Input: Wasserstoff aus Elektrolyse und CO₂ aus Direct Air Capture
- Nutzung von Technologie-Innovationen „Made in THE LÄND“:
 - Direct Air Capture (Purem, ISE)
 - DME-Synthese (ISE)
 - Olefin-Synthese (KIT)
- Zugang zu Pipeline für H₂ und CO₂; bilanzielle Erzeugung mit erneuerbarem Strom

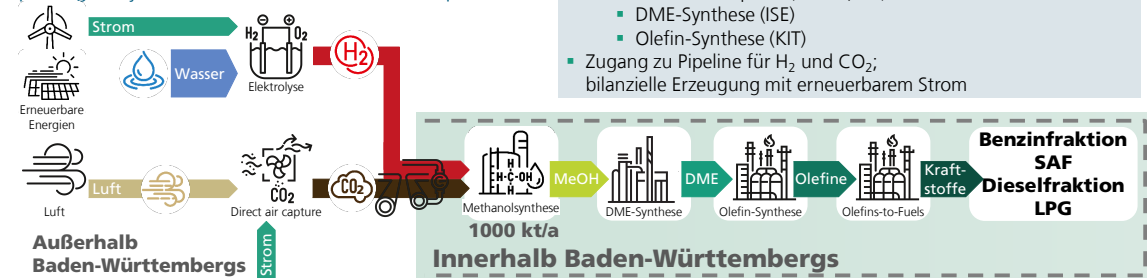


Abbildung 24: Übersicht der im Projekt betrachteten Szenarien



Die Kapazität der Methanolsynthese ist im Innovation-Szenario festgelegt auf 500 kt pro Jahr (bezogen auf reines Methanol). Nach der Methanolsynthese wird das Rohmethanol direkt im INDIGO-Prozess zu DME umgewandelt.

Im Langfrist-Szenario (2040) wird im Vergleich zum Innovations-Szenario die doppelte Menge an Kraftstoff hergestellt. Des Weiteren befinden sich jetzt alle Prozessschritte – einschließlich der Methanolsynthese – in Baden-Württemberg. Die Kapazität der Methanolsynthese ist festgelegt auf 1.000 kt reines Methanol pro Jahr. Der benötigte Wasserstoff und das CO₂ stehen über eine Pipeline zur Verfügung. Für die bilanzielle Erzeugung des Wasserstoffes und CO₂ wird je ein Fall für Finnland und Spanien betrachtet.

Zusätzlich wird ein Referenz-Szenario betrachtet. Bis zur Erzeugung des Rohmethanols ist das Referenz-Szenario identisch mit dem Innovations-Szenario. Anschließend wird in einer Destillation das Wasser vom Methanol abgetrennt und das Methanol per Schiff nach Baden-Württemberg exportiert. In BW wird das Methanol dann über den Zwischenschritt Olefine umgewandelt zu einer Benzinfraktion (56 kt/a), SAF (96 kt/a) und LPG (43 kt/a). Für die Methanolsynthese und die Umwandlung von Methanol zu Kraftstoffen werden im Referenz-Szenario State-of-the-Art Technologien genutzt. Für Direct Air Capture werden die Daten der im Rahmen des Projekts entwickelten Technologie genutzt, da die bekannten Daten von State-of-the-Art Technologien stark streuen und ein wissenschaftlich fundierter Vergleich schwierig ist.

Im Kurzfrist-Szenario stammen die Investitionskosten sowie Energie- und Massenbilanzen für die Umwandlung des Stroh zu einem Rohsynthesegas aus Vorarbeiten am KIT. Für die weiteren Prozessschritte vom Rohsynthesegas bis zum Kraftstoff wurden im Rahmen des Projekts Prozesssimulationen durchgeführt. Aus den Prozesssimulationen können direkt die Energie- und Massenbilanzen abgeleitet werden. Außerdem werden die Prozesssimulationen für die Dimensionierungen der relevantesten Anlagenkomponenten genutzt. Auf Basis dieser Dimensionierungen werden anschließend die Investitionskosten abgeschätzt. Für das Referenz- und Innovations-Szenario erfolgt die Berechnung der Gestehungskosten für Methanol bzw. DME bis zum Hafen in Baden-Württemberg direkt in der am Fraunhofer ISE entwickelten Toolbox



H₂ProSim (siehe auch Holst et al. 2025⁴). H₂ProSim ermittelt dabei auf Basis einer mathematischen Optimierung die minimalen Gestehungskosten für Methanol bzw. DME. Als Eingangsgröße für die Optimierung ist die Menge an reinem Methanol festgelegt (500 kt pro Jahr). Die optimalen Wind-, Photovoltaik-, Elektrolyse-, DAC- und Methanolsynthesekapazitäten in allen Exportregionen resultieren dagegen aus der Optimierung. Die Daten für die Kraftstoffherstellung stammen wieder aus Prozesssimulation. Im Langfrist-Szenario erfolgt die Berechnung der Gestehungskosten für Wasserstoff und CO₂ in H₂ProSim und die restlichen Prozessschritte werden mit Hilfe von Prozesssimulationen betrachtet. Alle Daten und Annahmen inklusive Referenzen finden sich im Anhang (Tabelle 9 bis Tabelle 21).

2.2. Durchführung techno-ökonomische Analysen

Die techno-ökonomische Analyse der Szenarien erfolgt anhand der Kraftstoffgestehungskosten. Das Vorgehen ist genauer im Anhang erläutert. Da in allen Szenarien mehrere Produkte produziert werden, werden die Gestehungskosten auf Basis des Energiegehalts, bezogen auf den Heizwert, aufgeteilt (energetische Allokation). In anderen Worten alle Produkte haben in einem Szenario pro kWh die gleichen Gestehungskosten. Da in allen Szenarien Benzin bzw. eine Benzinfraktion hergestellt wird, werden in den folgenden Graphiken immer die Gestehungskosten pro Liter Benzinäquivalent⁵ dargestellt. Der Heizwert von 1 Liter Benzinäquivalent beträgt 8,5 kWh.

Im Kurzfrist-Szenario betragen die Gestehungskosten für Benzin bei Bereitstellungskosten für Stroh von 100 €/t etwa 1,6 €/l_{Benzinäq.} (Abbildung 25). Die Kosten werden dabei hauptsächlich durch die Strohbereitstellung (0,40 €/l_{Benzinäq.}) und die Synthesegasherstellung aus Stroh (0,57 €/l_{Benzinäq.}) verursacht. Die Kosten für die Synthesegasherstellung beinhalten die abbeschriebenen Investitionskosten für Pyrolyse, Vergasung und Synthesegasaufbereitung sowie alle Betriebskosten außer Strom, Wärme und Kälte bzw. Kühlwasser. Die Betriebskosten für Strom, Wärme und Kälte werden separat dargestellt. Dabei erfolgt eine Aufteilung nach den Prozessschritten in Finnland und Baden-Württemberg. Die höchsten Kosten innerhalb Baden-

⁴ Holst, M.; Ranzmeyer, O.; Eißler, T.; Thelen, C.; Ruckteschler, T.; Edenhofer, L.; Fluri, V.; Kost, C.: „Analyse verschiedener Versorgungsoptionen Baden-Württembergs mit Wasserstoff und Wasserstoffderivaten“, 2025, Fraunhofer ISE

⁵ Die Gestehungskosten werden pro Liter Benzinäquivalent dargestellt, da sich die Heizwerte von Benzin bzw. der Benzinfraktion in den verschiedenen Szenarien leicht unterscheiden können.



Württembergs verursacht die Bereitstellung von Wasserstoff. Dieser Wasserstoff wird für die Kraftstoffherstellung benötigt. Eine Reduktion bzw. Erhöhung der Bereitstellungskosten für Stroh um 25 €/t führt zu einer Reduktion bzw. Erhöhung der Gestehungskosten für Benzin von 0,10 €/l_{Benzinäq.}.

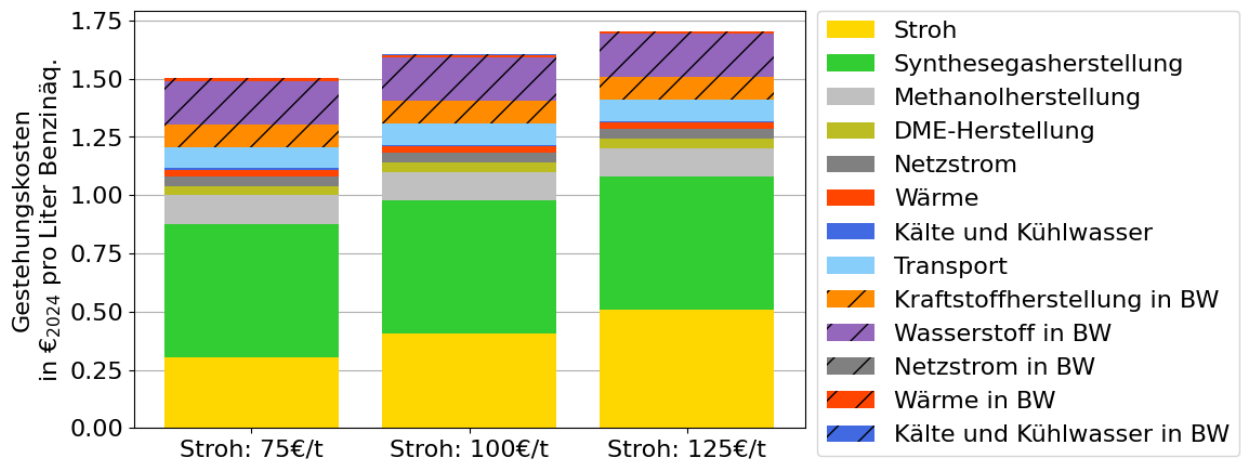


Abbildung 25: Gestehungskosten für Benzin im Kurzfrist-Szenario in Abhängigkeit der Kosten für die Strohbereitung

Abbildung 26 zeigt die Gestehungskosten für Benzin im Referenz-Szenario (links) und Innovations-Szenario (rechts). Für beide Szenarien wird jeweils der Import von Methanol bzw. DME aus Finnland, Spanien und Brasilien berücksichtigt. Im Referenz-Szenario liegen die Gestehungskosten für Benzin zwischen 3,0 und 3,3 €/l_{Benzinäq.}. Bezogen auf 1 Liter Kerosinäquivalent liegen die Kosten zwischen 3,4 und 3,7 €. Etwa 90% der Kosten resultieren aus dem Import des Methanols. Die Hauptkostentreiber sind Windkraft- und Photovoltaikanlagen (zusammen 43-52% der Gesamtkosten), Elektrolyse (13-17%) sowie die DAC-Anlage (9-11%). Diese Kosten beinhalten die abgeschriebenen Investitionskosten und alle Betriebskosten außer Strombereitstellung. Die Elektrolyse und die DAC-Anlage sind auch die größten Stromverbraucher (zusammen etwa 96-97% des gesamten Strombedarfs). Die DAC-Anlage benötigt etwa 30-40% des Strombedarfs. Den höchsten Strombedarf hat die DAC-Anlage in Brasilien. Der Strombedarf für die DAC-Anlagen in Spanien bzw. Finnland ist um 11% bzw. 37% geringer (siehe Anhang). Der absolute Strombedarf für die Elektrolyse ist in allen Ländern in etwa gleich. Aufgrund des unterschiedlichen Gesamtstrombedarfs (durch die DAC-Anlage) ist der relative Strombedarf der Elektrolyse in Finnland (67%) am höchsten und in Brasilien (58%) am nied-



rigsten. Die Strombereitstellung durch Windkraft- und Photovoltaikanlagen ist das wesentlichste Unterscheidungsmerkmal zwischen den betrachteten Ländern. Die spezifischen Strombereitstellungskosten pro genutzten Strom betragen für Spanien etwa 46 €/MWh, für Brasilien 53 €/MWh und für Finnland 59 €/MWh. Diese Unterschiede kommen aus unterschiedlichen Volllaststunden für Windkraft- und Photovoltaikanlagen. Die unterschiedlichen Volllaststunden führen auch zu unterschiedlichen Verhältnissen der Strombereitstellung aus Windkraft und Photovoltaik. In Spanien kommen 54% des Stroms aus Windkraftanlagen und 46% aus Photovoltaikanlagen. In Brasilien bzw. Finnland liegt das Verhältnis bei 78% bzw. 95% Windkraft zu 22% bzw. 5% Photovoltaik. Insbesondere Spanien profitiert damit von den niedrigeren Stromgestehungskosten von Photovoltaikanlagen im Vergleich zu Windkraftanlagen. Allerdings sind die Volllaststunden von Photovoltaikanlagen auch niedriger als bei Windkraftanlagen. Dies führt zum Beispiel dazu, dass die Elektrolyse in Spanien die niedrigsten Volllaststunden hat und dementsprechend die größte Elektrolysekapazität in Spanien gebaut werden muss. Trotzdem sind die Gestehungskosten für das importierte Methanol am niedrigsten in Spanien (1,53 €/kg Methanol bzw. 2,7 €/l_{Benzinäq.}). Die Gestehungskosten für Finnland betragen 1,58 €/kg Methanol bzw. 2,8 €/l_{Benzinäq.} und für Brasilien 1,65 €/kg Methanol bzw. 2,9 €/l_{Benzinäq.}. Die Kosten für die Umwandlung des Methanols in Baden-Württemberg zu Kraftstoffen liegt bei etwa 0,3 €/l_{Benzinäq.}. Die Hälfte dieser Kosten wird durch die abgedescribten Investitionskosten und Betriebskosten der Kraftstoffherstellung verursacht.

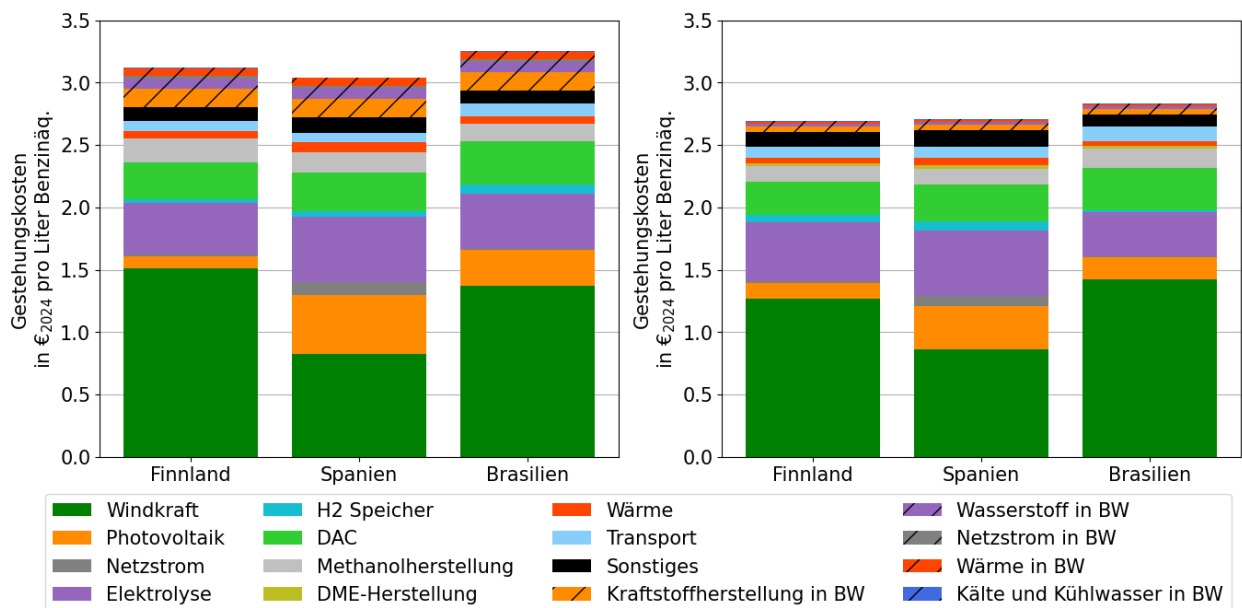


Abbildung 26: Gestehungskosten für Benzin im Referenz-Szenario (links) und Innovations-Szenario (rechts) jeweils für drei Exportregionen: Finnland, Spanien und Brasilien



Im Innovations-Szenario liegen die Gestehungskosten für Benzin zwischen 2,7 und 2,8 €/l_{Benzinäq.}. Bezogen auf 1 Liter Kerosinäquivalent liegen die Kosten zwischen 3,0 und 3,2 €. Die Kosten resultieren dabei zu 97% aus dem Import des DME. Die Zusammensetzung der Kosten für das importierte DME ist dabei in Finnland, Spanien und Brasilien größtenteils vergleichbar mit der Zusammensetzung der Kosten für das importierte Methanol im Referenz-Szenario. Allerdings ist der konstante Wärmebedarf im Innovations-Szenario niedriger als im Referenz-Szenario. Im Referenz-Szenario wird die Wärme für die Methanoldestillation und im Innovations-Szenario für die DME-Synthese benötigt. Da die Wärme durch eine Wärmepumpe bereitgestellt wird, ist damit im Innovations-Szenario auch der konstante Strombedarf niedriger als im Referenz-Szenario. Dieser niedrigere, konstante Strombedarf kann zu einem leicht anderen Verhältnis von Windkraft- und Photovoltaikanlagen als im Referenz-Szenario führen. Die Gestehungskosten für das importierte DME liegen bei 2,27 €/kg (Finnland), 2,28 €/kg (Spanien) und 2,39 €/kg (Brasilien). Die Gestehungskosten für DME sind damit etwa um den Faktor 1,4 höher als für Methanol. Dies entspricht in etwa auch dem Verhältnis aus Methanolbedarf und DME-Output in der DME-Herstellung. Da der Heizwert von DME (28,4 MJ/kg) auch etwa Faktor 1,4 höher ist als für Methanol (19,9 MJ/kg), sind die Kosten für Methanol und DME bezogen auf den Heizwert etwa gleich. Bezogen auf die Benzinkosten sind die Kosten für das importierte DME (2,6-2,7 €/l_{Benzinäq.}) aber niedriger als für das importierte Methanol (2,7-2,9 €/l_{Benzinäq.}). Dies liegt an der höheren Effizienz bei der Kraftstoffherstellung aus DME im Vergleich zur Kraftstoffherstellung aus Methanol. Zusätzlich sind die abbeschriebenen Investitionskosten und Betriebskosten für die Kraftstoffherstellung aus DME (0,1 €/l_{Benzinäq.}) niedriger als aus Methanol (0,3 €/l_{Benzinäq.}). Die Kraftstoffgestehungskosten sind im Innovations-Szenario immer niedriger als im Referenz-Szenario aus drei Gründen: (i) Die Kraftstoffherstellung aus DME hat eine höhere Effizienz als aus Methanol. In anderen Worten pro kWh DME kann mehr Kraftstoff produziert werden als pro kWh Methanol. (ii) Die Kraftstoffherstellung aus DME hat im Vergleich zur Kraftstoffherstellung aus Methanol niedrigere Investitions- und Betriebskosten. (iii) Die IN-DIGO DME-Synthesetechnologie des Fraunhofer ISE ermöglicht die Herstellung von DME zu gleichen Gestehungskosten wie Methanol bezogen auf den Heizwert.

Im Langfrist-Szenario liegen die Gestehungskosten für Benzin bei etwa 2,2 €/l_{Benzinäq.} wenn Wasserstoff und CO₂ (Worst-Case-Betrachtung) in Spanien hergestellt werden (Abbildung 27). Wenn Wasserstoff und CO₂ in Finnland hergestellt werden, liegen die Gestehungskosten bei etwa 2,4 €/l_{Benzinäq.}. Im Vergleich zum Innovations-Szenario sind die Gestehungskosten damit etwa 10-20% niedriger. Die Reduktion der Gestehungskosten liegt insbesondere an ge-



ringeren spezifischen Investitionskosten für die Elektrolyse sowie für Windkraft- und Photovoltaikanlagen. Außerdem sind die Kosten der Methanolherstellung deutlich gesunken, da die Anlage jetzt in Vollast betrieben wird. Der Kostenanteil des Transports ist im Langfrist-Szenario im Vergleich zum Innovations-Szenario angestiegen. Bezogen auf 1 Liter Kerosin-äquivalent liegen die Kosten zwischen 2,4 und 2,7 €.

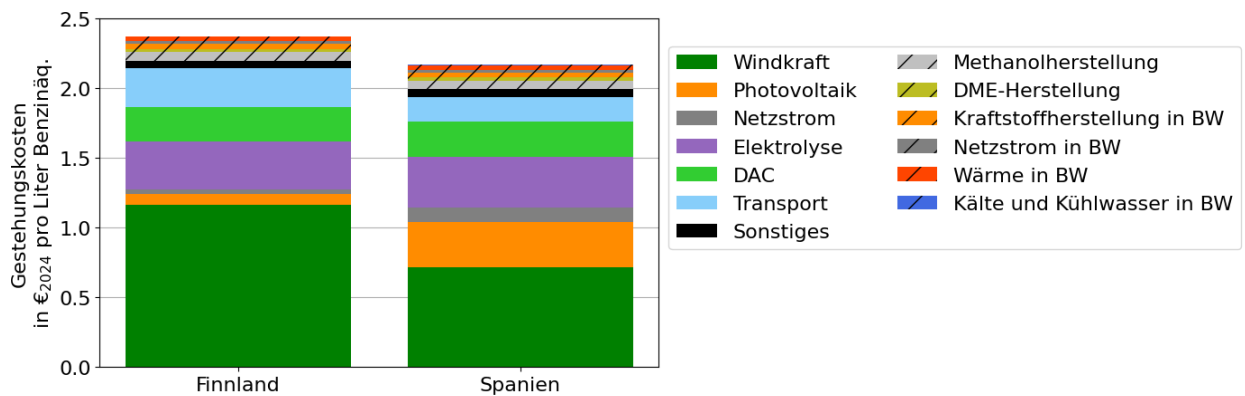


Abbildung 27: Gestehungskosten für Benzin im Langfrist-Szenario jeweils für zwei Exportregionen: Finnland und Spanien



2.2. Sensitivitätsanalyse

Im Kurzfrist-Szenario haben insbesondere die Kosten für die Strohbereitstellung einen großen Einfluss auf die Kraftstoffgestehungskosten. Deshalb werden in Abbildung 25 die Gestehungskosten für Benzin für drei Fälle (75, 100 und 125 €/t Stroh) dargestellt. Im Referenz- und Innovations-Szenario werden die Kraftstoffgestehungskosten zu etwa 65% durch die Auslegung der Windkraftanlagen, Photovoltaikanlagen und Elektrolyse verursacht. Diese Auslegung wiederum ist abhängig von den Volllaststunden, die in den betrachteten Regionen erreicht werden können. Um den Einfluss genauer zu untersuchen, wird im Referenz- und Innovations-Szenario neben Finnland und Spanien auch Brasilien betrachtet.

2.2. Regulatorischer Rechtsrahmen und Eignung

Für das Referenz- und Innovations-Szenario wird überprüft, ob die Kraftstoffe den geforderten Mindestschwellenwert für die Treibhausgaseinsparungen entsprechend der Richtlinie zur Förderung der Nutzung von Energie aus erneuerbaren Quellen (Richtlinie (EU) 2018/2001) erreichen. Im Vergleich zu den definierten Treibhausgasemissionen eines fossilen Brennstoffs von 94 g CO₂-eq/MJ müssen die Treibhausgasemissionen der Kraftstoffe aus dem Referenz- und Innovations-Szenario mindestens 70% niedriger sein, um als erneuerbare Kraftstoffe nicht-biogenen Ursprungs (RFNBO) anerkannt zu werden.

Beim Referenz- und Innovations-Szenario entstehen bei den folgenden Prozessen Treibhausgasemissionen die laut „Delegierte Verordnung (EU) 2023/1185“ berücksichtigt werden müssen: (i) Nutzung von Netzstrom, (ii) Schiffstransport mit fossilem Treibstoff und (iii) Nutzung von Erdgas zur Wärmebereitstellung in Deutschland. Im Referenz-Szenario liegen die Treibhausgasemissionen für die drei betrachteten Exportländer zwischen 19 und 24 g CO₂-eq/MJ und damit unter dem Schwellenwert von 28,2 g CO₂-eq/MJ. Für Finnland und Spanien werden etwa 85% der Treibhausgasemissionen durch die Wärmebereitstellung mit Erdgas in Deutschland verursacht und etwa 10% durch den Schiffstransport. Aufgrund der deutlich längeren Transportdistanz ist für Brasilien der Schiffstransport für etwa 30% der Treibhausgasemissionen verantwortlich und die Bereitstellung von Wärme in Deutschland nur für 70%. Der Einfluss der Treibhausgasemissionen des Netzstroms ist in allen Ländern sehr gering. Im Innovations-Szenario liegen die Treibhausgasemissionen für die 3 betrachteten Exportländer zwischen 6 und 10 g CO₂-eq/MJ und damit sehr deutlich unter dem Schwellenwert von 28,2 g CO₂-eq/MJ.



Im Innovations-Szenario ist die Wärmebereitstellung in Deutschland für 45% (Import aus Brasilien) bis 70% (Import aus Finnland) verantwortlich. Der Schiffstransport verursacht 25% (Import aus Finnland und Spanien) bis 54% (Import aus Brasilien) der gesamten Treibhausgasemissionen.



2.2. Transformationsprozess in Baden-Württemberg (BW)

Der Markthochlauf von E-Fuels bietet ein erhebliches Potenzial für die Schaffung neuer Beschäftigungsmöglichkeiten. Insbesondere kann Baden-Württemberg aufgrund seiner industriellen Struktur und seiner führenden Position im Maschinen- und Anlagenbau [1] in besonderer Weise profitieren. Der Ausbau der Produktion und der Export von Power-to-X-Anlagen, also von Maschinen, Anlagen und Komponenten für die Herstellung synthetischer Kraftstoffe, eröffnet große Marktchancen. Die Technologieführerschaft in Schlüsselbereichen wie Anlagenbau, Maschinenbau und Prozesssteuerung kann Arbeitsplätze entlang der gesamten industriellen Wertschöpfungskette sichern und ausbauen. Die Herstellung und der Betrieb dieser Anlagen sind personalintensiv und bieten mit einem hohen Anteil an Fachkräften stabile und überdurchschnittlich gut bezahlte Beschäftigung [2]. Ein erfolgreicher Markthochlauf von E-Fuels kann somit sowohl direkte Beschäftigungseffekte durch zusätzliche Nachfrage nach Anlagen und Komponenten als auch indirekte Effekte durch vorgelagerte Zuliefersektoren auslösen. Die Beschreibung und Quantifizierung dieser Beschäftigungseffekte hängt von einer Vielzahl von Faktoren ab, die mit einer großen Unsicherheit behaftet sind wie etwa den zukünftigen Weltmarktanteilen, den technologischen Entwicklungen und wie hoch die Nachfrage nach E-Fuels tatsächlich ausfallen wird. Ziel dieser Untersuchung ist daher die Abschätzung der potenziellen direkten und indirekten Beschäftigungseffekte in BW., die durch den Export von PtX-Anlagentechnologien zur Deckung der nationalen E-Fuels-Nachfrage in Deutschland entstehen können. Es wurden zwei technologische Pfade für den Hochlauf der E-Fuels betrachtet (DME- und Methanol-Pfad). Diese unterscheiden sich in technologischer Komplexität, Anlagenstruktur und Wertschöpfungstiefe. Die Analyse berücksichtigt diese Unterschiede, um ein differenziertes Bild möglicher Beschäftigungseffekte entlang der Wertschöpfungskette zu erhalten.

Methodisches Vorgehen

Die Quantifizierung der direkten und indirekten Beschäftigungseffekte basiert auf dem volkswirtschaftlichen Input-Output-Modell und den Metadaten der „Input-Output-Rechnung 2020“ des Statistischen Bundesamts Deutschland [3]. Diese Methode erlaubt eine Abbildung der Lieferverflechtungen zwischen einzelnen Sektoren einer Volkswirtschaft [4] und damit eine Berücksichtigung sowohl direkter als auch indirekter Effekte, die sich aus zusätzlichen Investitionen ergeben. Grundlage der Berechnungen ist die Abschätzung der in Deutschland



bis 2050 zu erwartende Nachfrage nach E-Fuels. Abbildung 28 zeigt den angenommenen Verlauf des Markthochlaufs nach einer Studie von Prognos zusammen mit Fraunhofer UMSICHT und dem Deutschen Biomasseforschungszentrum zu flüssigen Energieträgern für die Energiewende in Deutschland [5]. Dieses Szenario beschreibt einen optimistischen Hochlaufpfad, bei dem E-Fuels einen wesentlichen Beitrag zur Defossilisierung des Verkehrs- und Industriesektors leisten.

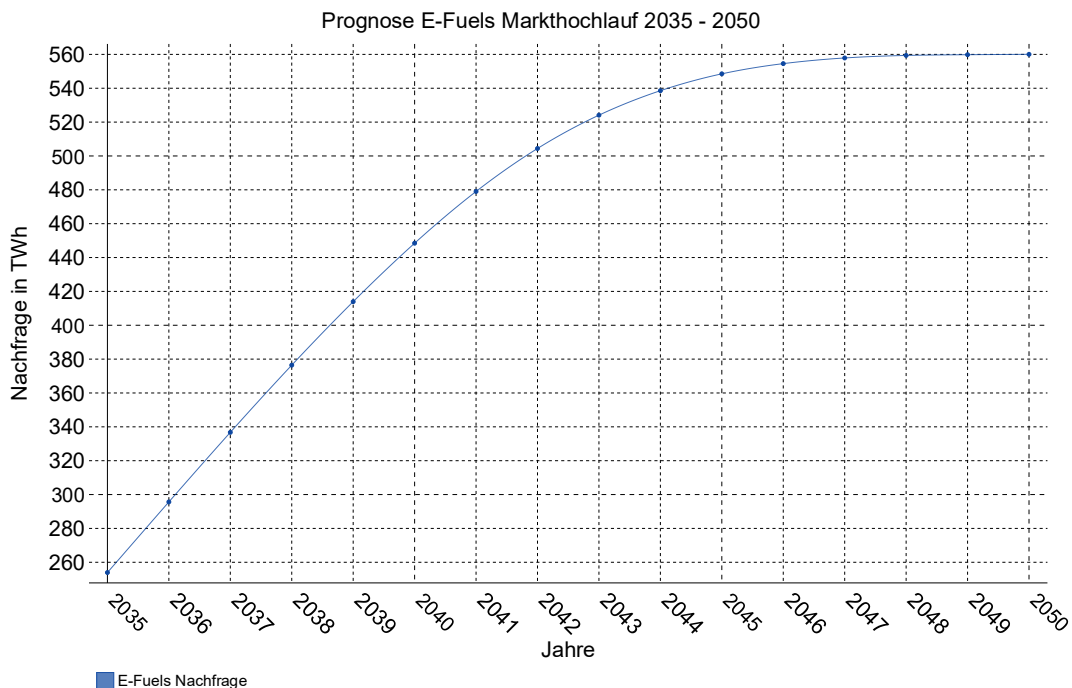


Abbildung 28: Prognose E-Fuels Markthochlauf 2035 - 2050

Ausgehend von dieser Nachfrageentwicklung wird ermittelt, welche Anlagenkapazitäten erforderlich sind, um die prognostizierte E-Fuels-Menge zu erzeugen. Die techno-ökonomische Analyse lieferte hierfür die relevanten Werte für Wirkungsgrad und Investitionskosten der verschiedenen Anlagentypen für das Jahr 2035. Die Berechnung umfasst alle wesentlichen Komponenten der E-Fuels-Produktionskette: CO₂-Direct-Air-Capture-Anlagen, Elektrolyseure, Methanol-Syntheseanlagen, DME-Syntheseanlagen sowie Anlagen zur Umwandlung von Methanol oder DME in flüssige Kraftstoffe. Für jeden dieser Anlagentypen wurde die jährlich zuzubauende Leistung berechnet, die erforderlich ist, um die erwartete Nachfrage zu decken. Abbildung 29 zeigt beispielhaft die Entwicklung der Anlagenkapazitäten für den Methanol bzw. DME-Pfad bis 2050.

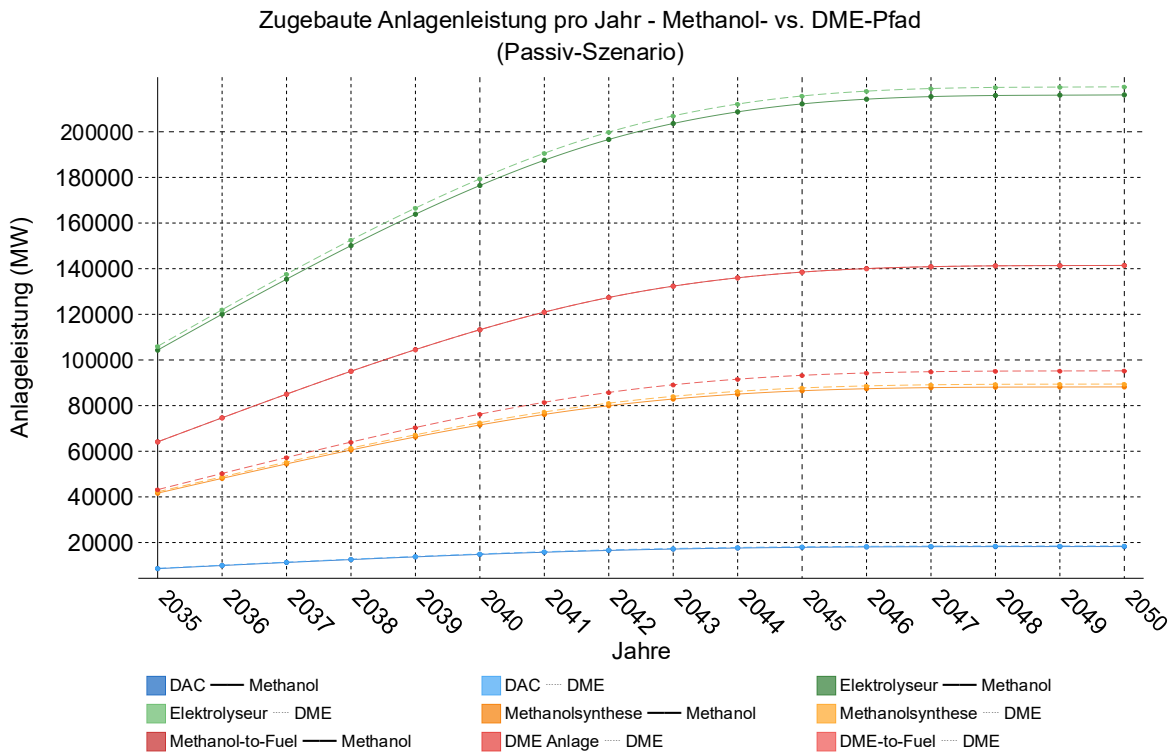


Abbildung 29: Anlagenleistung Methanol- und DME-Pfad

In den Berechnungen wurden technologische Lernkurveneffekte berücksichtigt, indem bei jeder Verdopplung der installierten Kapazität eine Effizienzsteigerung der Anlagen auf Basis von Literaturquellen angenommen wurde. Gleichzeitig wurden die spezifischen Investitionskosten der verschiedenen Anlagentypen festgelegt. Auch hier wurde bei jeder Verdopplung der installierten Kapazität ein Lernkurveneffekt berücksichtigt, um die Reduktion der spezifischen Investitionskosten im Zeitverlauf abzubilden. Dies ist in Abbildung 30 dargestellt.

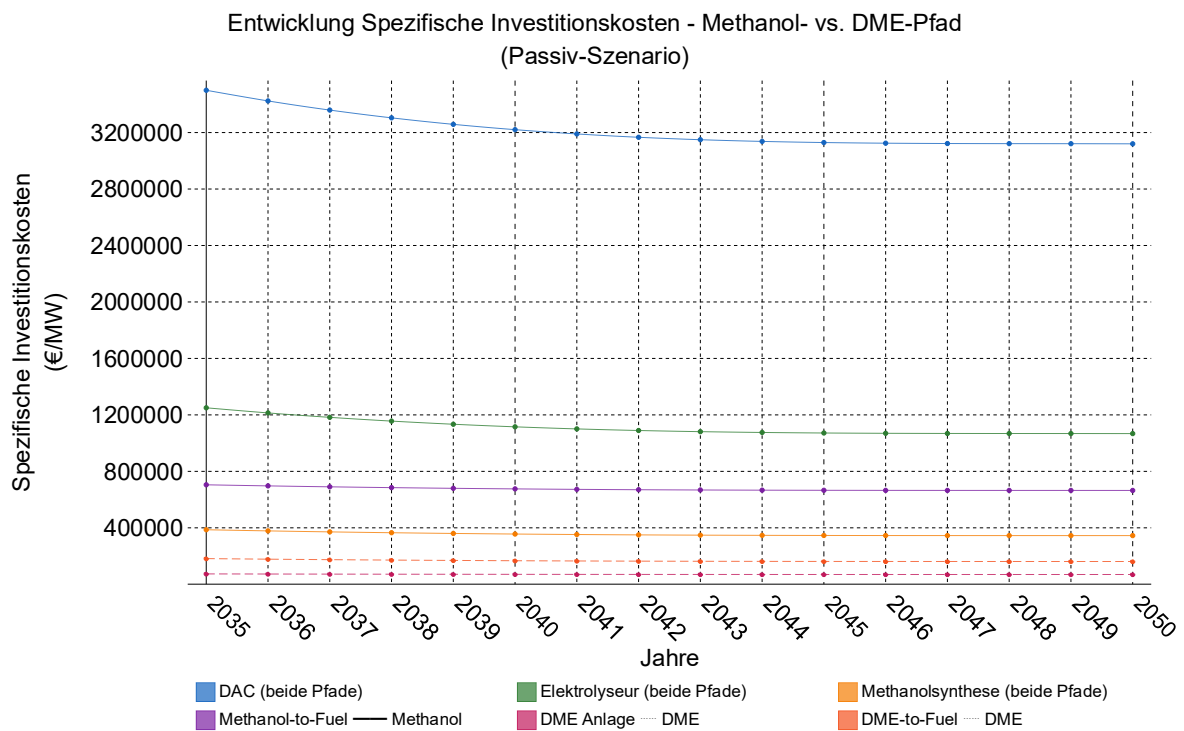


Abbildung 30: Entwicklung spezifischer Investitionskosten Methanol- und DME-Pfad

Basierend auf der Entwicklung der Anlagenkapazitäten und der Investitionskostenentwicklung wurden die jährlichen Gesamtinvestitionskosten abgeleitet. Abbildung 31 zeigt die resultierenden Gesamtinvestitionen bis 2050.

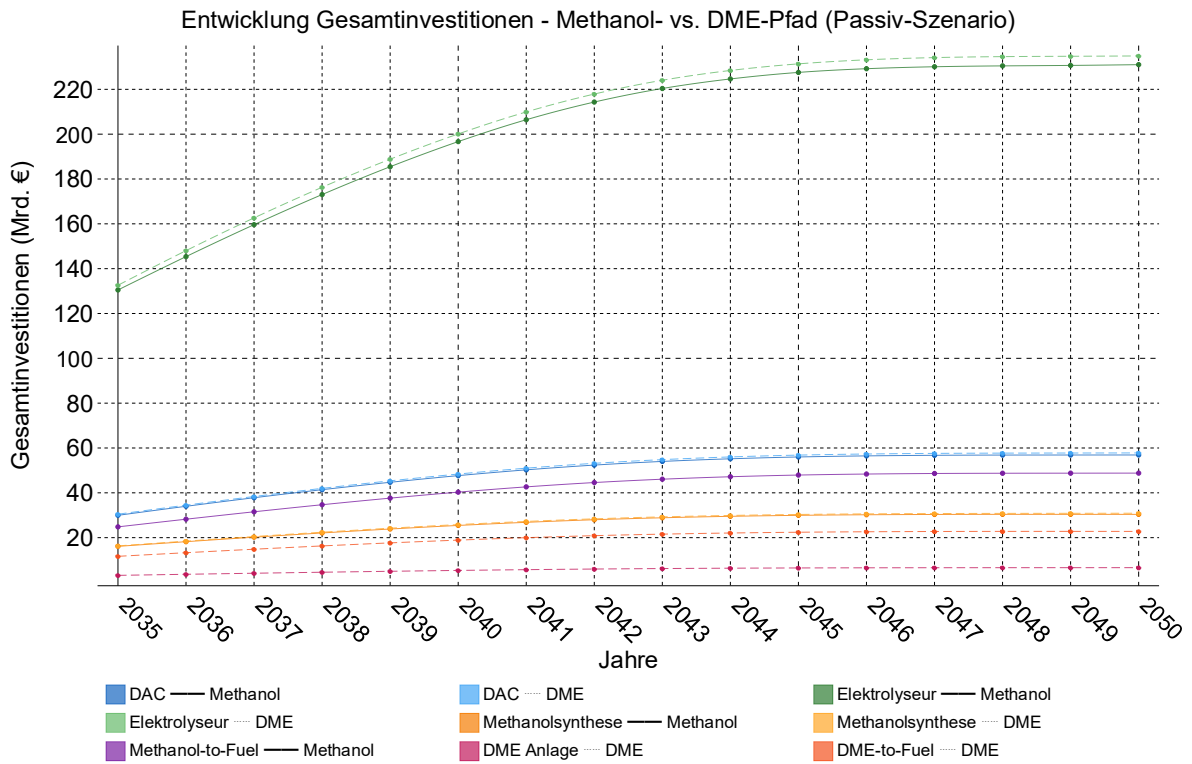


Abbildung 31: Entwicklung Gesamtinvestitionen Methanol und DME-Pfad

Die Investitionen wurden anschließend auf die einzelnen prototypischen Komponenten der Anlagen aufgeteilt und den entsprechenden Wirtschaftszweigen gemäß der Klassifikation der Wirtschaftszweige (WZ 2008) des Statistischen Bundesamtes zugeordnet [6].

Um den regionalen Effekt für BW zu bestimmen, wurde zunächst der Anteil Deutschlands am Weltmarkt für die jeweiligen Wirtschaftszweige herangezogen und anschließend der Anteil BWs am deutschen Markt berechnet. Für die entsprechenden Wirtschaftszweige wurde der Beschäftigungskoeffizient des Statistischen Bundesamts herangezogen, der die Zahl der Erwerbstätigen pro Million Euro Bruttowertsatzwert angibt. Mithilfe der Leontief-Inverse wurde der Gesamtbeschäftigungsvektor bestimmt. Dadurch konnte berechnet werden, wie viele Arbeitsplätze durch zusätzliche Investitionen im Anlagenbau und in den Zuliefersektoren entstehen könnten.



Szenarien zur Technologieführerschaft

Um den Chancen einer potenziellen Technologieführerschaft beim Markthochlauf von E-Fuels gerecht zu werden, wurden drei Szenarien entwickelt. Diese sollen unterschiedliche Entwicklungspfade abbilden, die sich durch proaktives Handeln ergeben können. Dadurch wird aufgezeigt, wie sich ein aktives politisches und unternehmerisches Vorgehen, das zu einer Führungsrolle in der internationalen E-Fuels-Technologie führen könnte, auf die Beschäftigungseffekte auswirken würde. Im **Passiv-Szenario** wird davon ausgegangen, dass der schleichende Verlust des Weltmarktanteils Deutschlands im verarbeitenden Gewerbe anhält, sodass ein geringerer Anteil der Wertschöpfung in Deutschland und somit auch in BW verbleibt. Die durchschnittliche Entwicklung des deutschen Anteils am Weltmarkt im verarbeitenden Gewerbe der letzten zehn Jahre entspricht dabei der jährlichen Reduktionsrate des deutschen Anteils am Weltmarkt in diesem Szenario. Im **BW-Vorreiter-Szenario** bleibt der deutsche Weltmarktanteil konstant. Der Anteil BWs an der deutschen industriellen Wertschöpfung steigt zwischen 2035 und 2040 um 10 Prozent und zwischen 2040 und 2050 um weitere 15 Prozent. Dieses Szenario beschreibt eine aktive Industriepolitik von BW, die auf regionale Technologieführerschaft und den Ausbau industrieller Kapazitäten zielt. Im **Bund-BW-Turbo-Szenario** wird ein steigender Weltmarktanteil Deutschlands im verarbeitenden Gewerbe angenommen, begleitet von einem Zuwachs des Anteils BWs. Von 2035 bis 2040 steigt der Weltmarktanteil Deutschlands um 10 Prozent und der Anteil BWs am deutschen ebenfalls um 10 Prozent. Zwischen 2040 und 2050 steigt der Weltmarktanteil Deutschlands um weitere 15 Prozent, ebenso der Anteil BWs. Dieses Szenario beschreibt die Möglichkeit, dass Deutschland und BW ihre Position als Technologieführer im Bereich PtX-Technologien ausbauen. Tabelle 1 zeigt die in den drei Szenarien berechneten direkten und indirekten Beschäftigungseffekte, die durch den Export von PtX-Anlagentechnologien zur Deckung der nationalen E-Fuels-Nachfrage entstehen

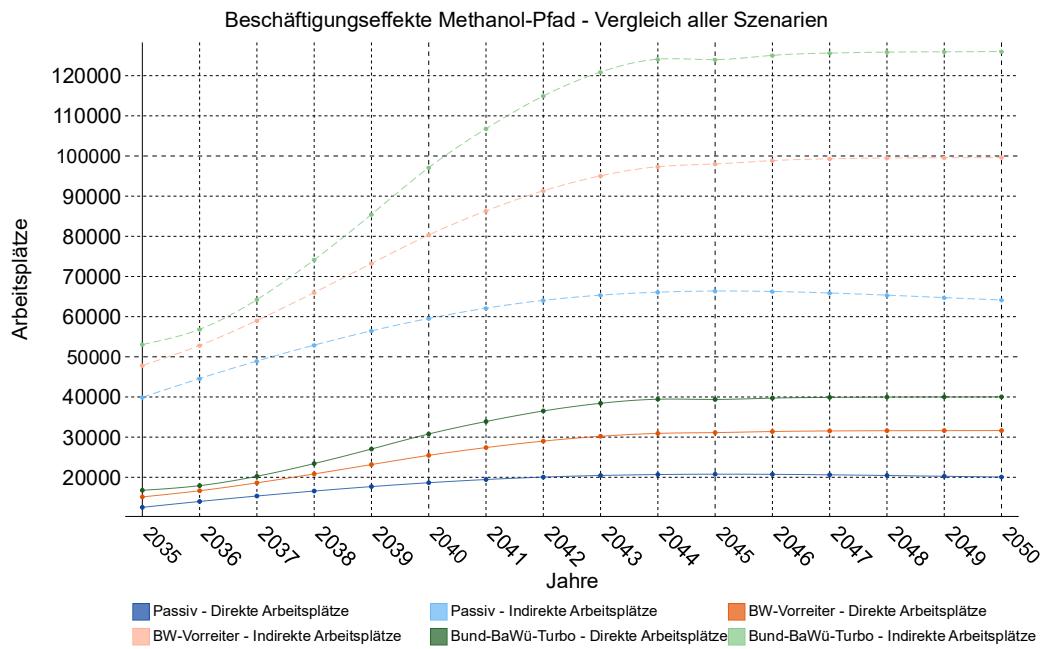


Abbildung 32: Beschäftigungseffekte Methanol-Pfad

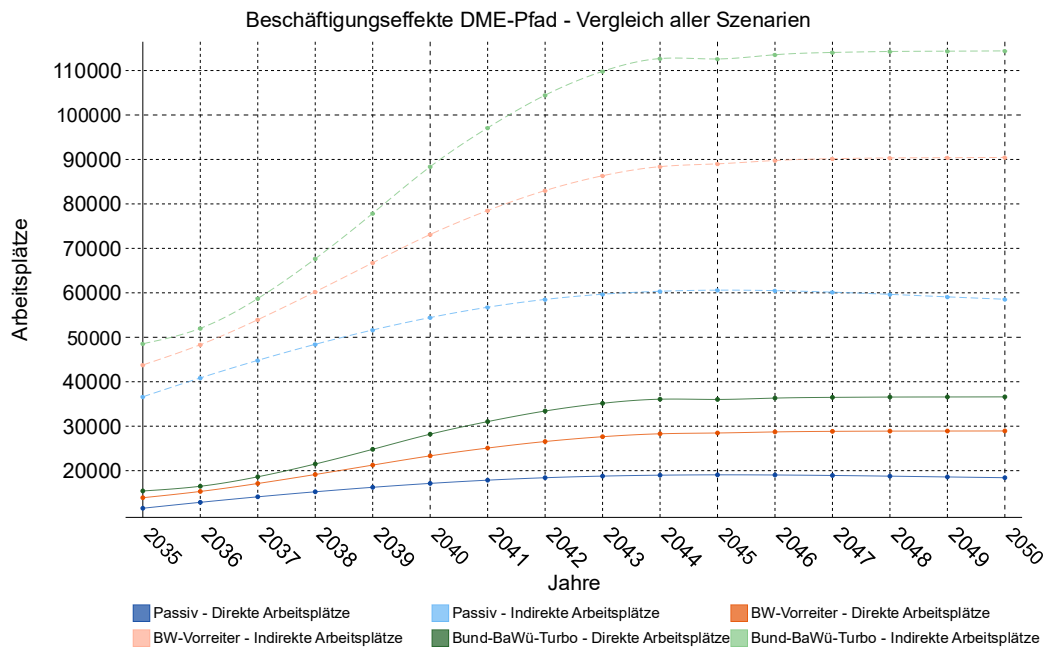


Abbildung 33: Beschäftigungseffekte DME-Pfad



Die Ergebnisse der Analyse zeigen, dass sowohl der Methanol- als auch der DME-basierte Technologiefad zu sehr ähnlichen positiven Arbeitsmarkteffekten führen. Die starke industrielle Basis BWs im Maschinen- und Anlagenbau schafft dabei ideale Voraussetzungen, um von dieser Entwicklung überdurchschnittlich zu profitieren. Im Falle eines weltweiten Hochlaufs von E-Fuels könnten sich diese positiven Arbeitsmarkteffekte nochmals deutlich verstärken. Entscheidend für die Realisierung dieser Effekte ist jedoch, welche industrielle und technologische Rolle Deutschland und BW künftig einnehmen werden. Gelingt es, die Technologieführerschaft in Schlüsselbereichen zu behaupten oder auszubauen, könnte sich daraus eine zentrale industrielle Chance ergeben. Dies würde nicht nur bestehende Beschäftigung im Hochtechnologiebereich sichern, sondern auch neue, qualifizierte Arbeitsplätze schaffen und die Wettbewerbsfähigkeit der Region langfristig stärken. Das Passiv-Szenario zeigt umgekehrt das Risiko, dass BW durch den Verlust von Marktanteilen und Technologieführerschaft Arbeitsplätze verliert. Wenn notwendige Investitionen und Innovationsanstrengungen ausbleiben, könnten Produktionskapazitäten und die damit verbundene Wertschöpfung andernorts generiert werden. Dies hätte negative Auswirkungen auf die mögliche Beschäftigungsentwicklung und würde die industrielle Stärke der Region langfristig schwächen.



Literaturverzeichnis

- [1] Ministerium für Wirtschaft, Arbeit und Tourismus Baden-Württemberg. "Maschinenbau." Accessed: Nov. 21, 2025. [Online]. Available: <https://wm.baden-wuerttemberg.de/de/innovation/ausgewaehlte-branchen/maschinenbau>
- [2] K. Singer and N. Fleischer, "Arbeitsmarktsituation im Verarbeitenden Gewerbe," Bundesagentur für Arbeit, Statistik/Arbeitsmarktberichterstattung, Nürnberg, 2025. Accessed: Nov. 21, 2025. [Online]. Available: https://statistik.arbeitsagentur.de/DE/Statischer-Content/Statistiken/Themen-im-Fokus/Wirtschaftszweige/generische-Publikationen/Arbeitsmarktsituation-Verarbeitendes-Gewerbe.pdf?__blob=publicationFile
- [3] Statistisches Bundesamt (Destatis), "Input-Output-Rechnung 2020: Volkswirtschaftliche Gesamtrechnungen," Wiesbaden, Rep. Reihe 2, 2023.
- [4] G. Pelzer, "Darstellung von Beschäftigungseffekten von Exporten anhand einer Input-Output-Analyse," Universität Göttingen, Center for European, Governance and Economic Development Research (cege), Göttingen, Rep. 51, 2006. Accessed: Nov. 21, 2025. [Online]. Available: <https://www.econstor.eu/bitstream/10419/32003/1/511441649.pdf>
- [5] Prognos AG, Fraunhofer UMSICHT, and Deutsches Biomasseforschungszentrum DBFZ, "Status und Perspektiven flüssiger Energieträger in der Energiewende: Endbericht," Bremen/Düsseldorf/Berlin/Basel, 2018.
- [6] Statistisches Bundesamt, "Klassifikation der Wirtschaftszweige 2008 (WZ 2008)," Wiesbaden, 2008. Accessed: Nov. 21, 2025. [Online]. Available: https://www.destatis.de/DE/Methoden/Klassifikationen/Gueter-Wirtschaftsklassifikationen/Downloads/klassifikation-wz-2008-3100100089004-aktuell.pdf?__blob=publicationFile&v=2



3. Erreichung der Erfolgskriterien

3.1. Abgeschlossener Vergleich der Kosten, Wertschöpfung und Geschäftsmodelle des DME-Pfades mit dem Methanol-Pfad zur Produktion erneuerbarer Kraftstoffe in BW.

Das Erfolgskriterium wurde erfüllt. Die Kraftstoffgestehungskosten des DME-Pfades wurden in Abbildung 26 mit denen des Methanol-Pfades verglichen. Die Kosten des DME-Pfades sind etwa 15% niedriger. Die Wertschöpfung inkl. Geschäftsmodell wurden in AP 2 analysiert. Sowohl der DME- als auch der Methanol-Pfad führen zu sehr ähnlichen positiven Arbeitsmarkteffekten.

3.2. Abgeschlossene Entwicklung von Handlungsempfehlungen zum Aufbau einer großindustriellen Produktion erneuerbarer Kraftstoffe auf Basis von DME in BW.

DME bietet gegenüber der Referenz Methanol technoökonomische Vorteile, wie klar herausgearbeitet wurde. Auf dieser Basis wurden konkrete Handlungsempfehlungen abgeleitet, um die sich daraus für BW ergebenden Chancen zu nutzen.

3.3. Abgeschlossene Überprüfung der Normkonformität von Kraftstoffen aus dem DME-Pfad.

Die erhaltenen Ergebnisse ermöglichen eine Bewertung der verschiedenen Kraftstofffraktionen hinsichtlich ihrer Normkonformität. Das Hauptprodukt Kerosin zeigt einen hohen Grad an Normenkonformität.



3.4. Aufbau eines DRY/DAC-Reaktors und Untersuchung der für eine Hochskalierung relevanten Eigenschaften.

Die Experimente des ISE zeigen, dass der Energiebedarf der adsorptiven Trocknung ausschließlich mit Silicagel bei allen klimatischen Bedingungen zu hoch für eine kommerzielle Anwendung ist. Für die Anwendung von MOFs oder Zeolithe müssen sehr effiziente Vortrocknungskonzepte eingesetzt werden. Ohne Trocknung konnte durch den Einsatz des amin-basierten Adsorptionsmittels Lewatit das Potential für das DAC-Reaktorkonzept nachgewiesen werden. Das Skalierungskonzept bietet die Möglichkeit, auf vorhandenen Fertigungseinrichtungen mit relativ geringen Investitionen DAC-Module herstellen zu können. Fertigungsprinzipien aus der Automobilindustrie führen zu hoher Qualität bei geringen Kosten. Erste Optimierungsschleifen konnten die Strömungsbedingungen optimieren und zeigen Potential für weitere Verbesserungsmöglichkeiten. In Abbildung 34 ist der bewertete Reaktor dargestellt.

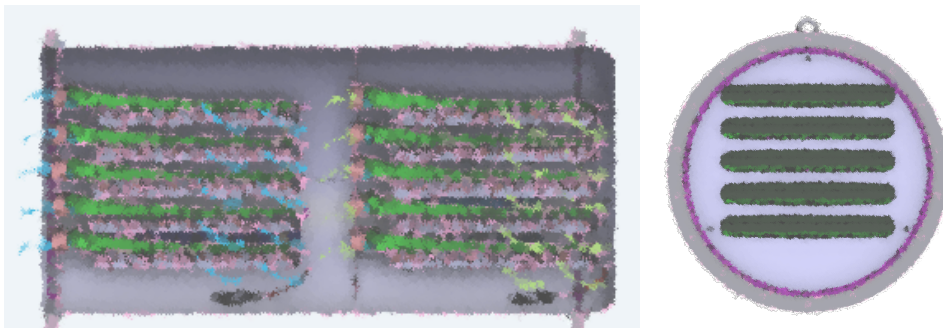


Abbildung 34: Finales FracDAC-Scale-up in Zielgröße $\varnothing 600\text{mm}$ mit zwei in Reihe geschalteten Stacks.

Aus den Ergebnissen können folgende Empfehlungen abgeleitet werden:

- ➔ Die Skalierung des Beheizkonzepts muss mit amin-basierten Sorptionsmittel überprüft werden. Hierbei muss der Fokus auf die Degradation der amin-basierten Sorptionsmitteln gelegt werden. Das Reaktorkonzept muss auf den Entfall des Trockenstufe angepasst werden.
- ➔ Die Integration der Elektrolyseabwärme muss untersucht werden, um den Gesamtprozess effizienter zu gestalten und die Kosten zu minimieren.



3.5. Entwicklung einer Simulation des INDIGO-Verfahrens zur DME-Synthese.

Es wurde ein Prozesssimulationsmodell des INDIGO-Verfahrens sowie des konventionellen DME-Verfahrens in der industriell etablierten Modellierungssoftware Aspen Plus erstellt. Zudem wurde für die Methanolsynthese ein Modell in Matlab genutzt. Für die Methanolsynthese und beide DME-Verfahren wurden die techno-ökonomischen Kennzahlen berechnet und dem Konsortium zur Verfügung gestellt. Hierbei zeigten sich gegenüber des konventionellen Verfahrens zwar höhere CAPEX des INDIGO-Verfahrens, jedoch stark verringerte Betriebskosten, sodass die Gesamtkosten des INDIGO-Verfahrens insgesamt günstiger sind. Alle im Projekt vorgesehenen Arbeiten konnten termingerecht durchgeführt werden.

3.6. Optimierung des eDtO-Verfahrens zur Produktion von Benzin, Kerosin und Diesel.

In experimentellen und simulativen Arbeiten wurde die Synthese von Benzin-, Kerosin und Diesel-fractionen auf der Basis von DME über Olefine als Zwischenprodukte untersucht. Diese wurde durch Oligomerisierung, Hydrierung und Destillation in die gewünschten Kraftstofffraktionen umgewandelt. Erste Optimierungen zeigten, dass nicht-olefinische Komponenten aufgrund ihrer Inertheit nur einen sehr geringen Einfluss auf Oligomerisierungsprodukte haben. Eine Temperaturvariation bei der Oligomerisierung bietet Optimierungsmöglichkeiten für die Produktverteilung bietet; z.B. führt eine höhere Temperatur zu mehr Diesel. Für eine weitere Optimierung sind zusätzliche Experimente zu Prozessparametern (Temperatur, Druck, Katalysator) nötig. Im Rahmen eines weiteren Scale-ups könnten Rückführungen und Wärmeflüsse integriert werden. Folglich stellt der am KIT entwickelte DtO-Prozess in Kombination mit der Olefin-Oligomerisierung ein vielversprechendes Potenzial zur Synthese von DME basierten Kraftstoffen dar. In der Prozesssimulation (Aspen Plus) wurde der laborbasierte Batchprozess der DME-Umwandlung zu Kraftstoffen als kontinuierlicher Prozess in technisch relevantem Maßstab abgebildet. Die Simulation stimmt gut mit den experimentellen Ergebnissen aus dem Labor überein. Für realistischere Simulationen und Prozessoptimierung sind jedoch detailliertere und weitere Daten nötig. Dazu sollten DtO- und Oligomerisierungsreaktoren kombiniert und kontinuierlich betrieben werden. Außerdem ist eine Hochskalierung zu einer Pilotanlage erforderlich, in der alle weiteren vor- und nachgelagerten Prozessstufen zur Produktauftren-



nung enthalten sind. Dies ermöglicht die Erfassung betrieblicher Herausforderungen, der Prozessgrenzen und Nebenprodukte sowie präzisere Angaben zu Produktqualität und -ausbeute. Die gewonnenen Daten verbessern die Grundlage für Simulationen für die weitere Prozessentwicklung und erhöhen die Verlässlichkeit der TEA-Bewertung.

Literaturverzeichnis

- [1] B. Niethammer, U. Arnold, J. Sauer, *Applied Catalysis A: General*. **2023**, 651, 119021. DOI: 10.1016/j.apcata.2023.119021.
- [2] B. Niethammer, U. Arnold, J. Sauer, *Verfahren Zur Umsetzung von Dimethylether Oder Methanol Zu Aromatenarmen Kohlenwasserstoffen Mittels Eines Palladium-Beladenen Zeolith-Katalysators*, World Intellectual Property Organization WO2023117271A1, **2023**.
- [3] B. Niethammer, F. Zormpa, G. T. Hoang, N. A. Slaby, T. A. Zevaco, S. Karakoulia, U. Arnold, J. Sauer, *Catalysis Today*. **2025**, 453, 115258. DOI: 10.1016/j.cattod.2025.115258.
- [4] C. Fuchs, U. Arnold, J. Sauer, *Chemie Ingenieur Technik*. **2023**, 95 (5), 651–657. DOI: 10.1002/cite.202200209.
- [5] C. Fuchs, U. Arnold, J. Sauer, *Fuel*. **2025**, 382, 133680. DOI: 10.1016/j.fuel.2024.133680.
- [6] S. Sarıkoç, in *Diesel and Gasoline Engines* (Ed: R. Viskup), IntechOpen **2020**.
- [7] M. E-Moghaddam, N. Dahmen, U. Santo, J. Sauer, *Energy Fuels*. **2024**, 38 (5), 4229–4243. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.3c04524.
- [8] M. Schreiner, *Research Guidance Studies to Assess Gasoline from Coal by Methanol-to-Gasoline and Sasol-Type Fischer--Tropsch Technologies* **1977**.
- [9] S. D. Phillips, J. K. Tarud, M. J. Bidy, A. Dutta, *Gasoline from Wood via Integrated Gasification, Synthesis, and Methanol-to-Gasoline Technologies* **2011**.
- [10] S. Bube, N. Bullerdiek, S. Voß, M. Kaltschmitt, *Fuel*. **2024**, 366, 131269. DOI: 10.1016/j.fuel.2024.131269.
- [11] S. Lin, H. Li, P. Tian, Y. Wei, M. Ye, Z. Liu, *J. Am. Chem. Soc.* **2025**, 147 (14), 11585–11607. DOI: 10.1021/jacs.4c12145.



Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Vergleich der Gesteungskosten für Benzin im Referenz-Szenario (links) und Innovations-Szenario (rechts). In beiden Szenarien werden jeweils drei Exportregionen betrachtet: Finnland, Spanien und Brasilien. Die Prozessschritte, die in Baden-Württemberg stattfinden, sind durch eine Schraffur gekennzeichnet.....	7
Abbildung 2: Struktur des Projekts.....	9
Abbildung 3: Die DAC-Teststände am Fraunhofer ISE: mixSorb (links) und DACTrap (rechts). Der DACTrap Teststand wurde innerhalb dieses Projekts in Betrieb genommen.	10
Abbildung 4: CO ₂ Adsorptionskapazität bei unterschiedlichen Luftvolumenströmen mit 13X Zeolith.	11
Abbildung 5: CO ₂ Adsorptionskapazität mit 13X Zeolith und Silicagel-13X Zeolith-Kombination bei trockenen und feuchten Bedingungen.....	11
Abbildung 6: Vergleich der CO ₂ Sorptionskapazitäten von drei unterschiedlichen Sorptionsmitteln und ähnlichen Partikeldurchmessern bei trockenen und feuchten Bedingungen (Zeolith: trocken 140°C, feucht 300°C, MOFs: trocken 100°C, feucht 120°C, Lewatit: Trocken und Feucht 100°C)	12
Abbildung 7: Aufbau des DRY/DAC-Reaktors von Purem.....	14
Abbildung 8: Ergebnisse CFD-Berechnung und Optimierung FracDAC-Scale-up. Querschnitte des Sorbentträgers (links), Längsschnitt durch optimierten Reaktor (rechts). Der Farbcode stellt Strömungsgeschwindigkeiten dar.....	15
Abbildung 9: Fließbild der modellierten Methanolsyntheseanlage	16
Abbildung 10: Wasserstoffeffizienz (LHE) und Kohlenstoffeffizienz (LCE) und Purge-Anteil der Methanolsyntheseanlage in Abhängigkeit des gewählten Recycle Ratios.....	17
Abbildung 11: Fließbild des konventionellen DME-Prozesses, sowie des am Fraunhofer ISE entwickelten INDIGO Verfahrens.....	18
Abbildung 12: Schematischer Aufbau der Oligomerisierungsanlage	19
Abbildung 13: Kettenlängenverteilung nach 8 h in Abhängigkeit von der Zusammensetzung des Olefingemischs (Reaktionsbedingungen: $p_{\text{total}} = 20 \text{ bar}$, $T = 120 \text{ °C}$, $\text{WHSV} = 2 \text{ h}^{-1}$, Katalysator: Siralox 40)	25
Abbildung 14: a) Kettenlängenverteilung in Abhängigkeit von der Temperatur für ein Olefingemisch mit 40 mol.% Ethen, 40 mol.% Propen und 20 mol.% 1-Buten (Reaktionsbedingungen: $p_{\text{total}} = 40 \text{ bar}$, $\text{WHSV} = 4 \text{ h}^{-1}$, Katalysator: Siralox 40) b) Kettenlängenverteilung in Abhängigkeit von der Temperatur für ein Olefingemisch mit 25	



mol.% Propen, 25 mol.% 1-Buten, 30 mol.% 1-Hexen und 20 mol.% 1-Okten (Reaktionsbedingungen: $p_{\text{total}} = 20$ bar, $\text{WHSV} = 2\text{h}^{-1}$, Katalysator: Siralox 40).....	27
Abbildung 15: a) Fraktionierung des flüssigen Produkts (C5+) in Benzin ($T_{\text{Dampf}} \leq 130$ °C), Kerosin ($T_{\text{Dampf}} \leq 260$ °C) und Diesel ($T_{\text{Dampf}} > 260$ °C) b) spezifischer Wasserstoffverbrauch für das Mitteldestillat (Kerosin + Diesel).....	28
Abbildung 16: Siedeverlauf der Benzinfraktionen für die Versuche eF#2, eF#6, eF#7, eF#8 und eF#12 sowie der Siedebereich entsprechend der Norm für Ottokraftstoffe DIN EN 228 Klasse A.....	31
Abbildung 17: Kurzfrist-Szenario – Syngas-Aufbereitungseinheit.....	36
Abbildung 18: Kurzfrist-Szenario – biomassebasiertes Synthesegas zu Benzin	37
Abbildung 19: Kurzfrist-Szenario – Massenbilanz für die Umwandlung von DME zu Benzin....	37
Abbildung 20: Referenz-Szenario – MeOH zu Kraftstoffen über MtO und Oligomerisation....	39
Abbildung 21: Referenz-Szenario – Massenbilanz	39
Abbildung 22: Innovations- and Langfrist Szenario – DME zu Kraftstoffen über DtO und Oligomerisation.....	41
Abbildung 23: Innovations- and Langfrist Szenario – Massenbilanz.....	41
Abbildung 24: Übersicht der im Projekt betrachteten Szenarien.....	43
Abbildung 25: Gestehungskosten für Benzin im Kurzfrist-Szenario in Abhängigkeit der Kosten für die Strohbereitstellung	46
Abbildung 26: Gestehungskosten für Benzin im Referenz-Szenario (links) und Innovations- Szenario (rechts) jeweils für drei Exportregionen: Finnland, Spanien und Brasilien	47
Abbildung 27: Gestehungskosten für Benzin im Langfrist-Szenario jeweils für zwei Exportregionen: Finnland und Spanien	49
Abbildung 28: Prognose E-Fuels Markthochlauf 2035 - 2050.....	53
Abbildung 29: Anlagenleistung Methanol-und DME-Pfad.....	54
Abbildung 30: Entwicklung spezifischer Investitionskosten Methanol- und DME-Pfad.....	55
Abbildung 31: Entwicklung Gesamtinvestitionen Methanol und DME-Pfad.....	56
Abbildung 32: Beschäftigungseffekte Methanol-Pfad.....	58
Abbildung 33: Beschäftigungseffekte DME-Pfad.....	58
Abbildung 34: finales FracDAC scale-up in Zielgröße Ø600mm mit zwei in Reihe geschalteten Stacks.	62
Abbildung 35: Faktoren für die Bestimmung der Investitions- und Betriebskosten. Die Equipmentkosten werden auf Basis von (Peters et al. 2003) bestimmt. Quellen: (Albrecht et al. 2017), (Peters et al. 2003)	70



Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Bedingungen für die betrachteten Standorte und Auswirkungen auf die CO ₂ -Adsorptionskapazität von Lewatit.....	10
Tabelle 2: Versuchsparameter (WHSV, Temperatur und Druck) und Zusammensetzung des Olefin-Feeds für die durchgeführten Versuche.....	17
Tabelle 3: Hexenumsätze und Differenz der Hexenumsätze nach 8 und 27 Stunden (Reaktionsbedingungen: p _{total} = 20 bar, T = 120 ° C, WHSV = 2 h ⁻¹ , Katalysator: Siralox 40).....	20
Tabelle 4: Dichte und Heizwert der Benzinfraktionen (TDampf ≤ 130 ° C).....	23
Tabelle 5: Ausgewählte Kraftstoffparameter der Kerosinfraktionen (TDampf ≤ 260 ° C).....	25
Tabelle 6: Ausgewählte Kraftstoffparameter der Kerosinfraktionen (TDampf ≤ 260 ° C).....	25
Tabelle 7: Ausgewählte Kraftstoffparameter der Dieselfraktionen (TDampf > 260 ° C).....	26
Tabelle 8: WACC	57
Tabelle 9: Annahmen für Photovoltaik und Windkraft	57
Tabelle 10: Annahmen für Elektrolyse.....	57
Tabelle 11: Annahmen für Direct Air Capture	57
Tabelle 12: Bedarfe für Synthesegasherstellung aus Stroh (Werte pro kg Synthesegas).....	57
Tabelle 13: Bedarfe für Methanolherstellung (Werte pro kg reinem Methanol).....	58
Tabelle 14: Bedarfe für DME-Herstellung (Werte pro kg DME).....	58
Tabelle 15: Bedarfe für Kraftstoffherstellung (Werte pro kg Produkt)	58
Tabelle 16: CAPEX und OPEX für chemische Anlagen (Anlagenlebensdauer: 15 a)	59
Tabelle 17: Kosten für Erdgas, Wasserstoff und Stroh.....	59
Tabelle 18: Kosten für Netzstrom	59
Tabelle 19: Annahmen für Schiffstransport	59
Tabelle 20: Annahmen für Pipelinetransport.....	60



Anhang

Methodik zur Berechnung der Kraftstoffgestehungskosten

Die Gestehungskosten werden nach der folgenden Gleichung berechnet:

$$\text{Gestehungskosten} = \sum_{i=1} \frac{\text{CAPEX}_i * \text{ANF}_i + \text{OPEX}_i}{m}$$

Mit	CAPEX:	Investitionskosten in EUR
	OPEX:	jährliche Betriebskosten in EUR/a
	ANF:	Annuitätenfaktor in 1/a
	m:	jährliche Produktmenge z.B. in Liter/a
	i:	Index für Komponente (z.B. Elektrolyse, Methanolherstellung)

Der Annuitätenfaktor wird nach der folgenden Gleichung berechnet:

$$\text{ANF}_i = \frac{\text{WACC}(1 + \text{WACC})^{n_i}}{(1 + \text{WACC})^{n_i} - 1}$$

Mit	WACC:	Kapitalkosten (weighted average capital costs)
	n:	Lebensdauer der Komponente in a
	i:	Index für Komponente (z.B. Elektrolyse, Methanolherstellung)

Die Investitionskosten (CAPEX) und Betriebskosten (OPEX) werden auf Basis der Equipmentkosten und den in Abbildung 35: Faktoren für die Bestimmung der Investitions- und Betriebskosten. Die Equipmentkosten werden auf Basis von Peters et al. 2003 bestimmt. Quellen: Albrecht et al. 2017, Peters et al. 2003 dargestellten Faktoren berechnet. Die Berechnung der Investitionskosten geht immer davon aus, dass „State-of-the-Art“ Komponenten von chemischen Anlagen gebaut werden. Daher können die im Projekt ermittelten Investitionskosten insbesondere bei „First-of-its-Kind“ Anlagen (z.B. Kraftstoffherstellung aus DME mit einem hohen Anteil an SAF) deutlich niedriger ausfallen als Investitionskosten, die von Anlagenherstellern angegeben werden.



Capital Expenditures (CAPEX)		CAPEX = FCI		Operational Expenditures (OPEX)	
Fixed Capital Investment (FCI)		FCI = 4,86 x E		Variable Kosten:	
Direkte Kosten (D):		Indirekte Kosten (I):		- Inputs (z.B. Methanol, Strom, Dampf, Kat.)	
- Equipment (E):	1,00 x E	- Engineering und Aufsicht:	0,33 x E	- Arbeitskräfte für Betrieb (AK)	
- Installation:	0,47 x E	- Ausgaben für den Bau:	0,41 x E	- Betriebsüberwachung (BÜ):	0,15 x AK
- Instrumentierung:	0,36 x E	- Genehmigungen:	0,04 x E	- Laborgebühren (LG):	0,20 x AK
- Verrohrung:	0,68 x E	Weitere Kosten:		- Wartung u. Reparaturen (WR):	0,02 x FCI
- Stromversorgung:	0,11 x E	- Zuschlag für Kontraktoren:	0,21 x E	- Betriebsstoffe (BS):	0,15 x WR
- Gebäude:	0,18 x E	- Ungeplante Ausgaben:	0,42 x E	Fixe Kosten:	
- Erdbau:	0,10 x E			- Versicherung und Steuern:	0,02 x FCI
- Nebenanlagen:	0,55 x E			- Gemeinkosten (GK):	0,5 x (AK+BÜ+BS)
				- Verwaltungskosten:	0,25 x GK

Abbildung 35: Faktoren für die Bestimmung der Investitions- und Betriebskosten. Die Equipmentkosten werden auf Basis von Peters et al. 2003 bestimmt. Quellen: Albrecht et al. 2017, Peters et al. 2003

Daten und Annahmen für die techno-ökonomische Analyse

Land	WACC für chemische Anlagen	WACC für Photovoltaik, Windkraft, Elektrolyse, Direct Air Capture und Schiffe
Deutschland	8,0% ^[3]	4,5% ^[1]
Finnland	8,0% ^[3]	4,5% ^[1]
Spanien	8,0% ^[3]	5,0% ^[1]
Brasilien	10,0% ^[4]	8,0% ^[2]

Tabelle 9: Weighted Average Cost of Capital (WACC); Quellen: [1] Holst et al. 2025, [2] IRENA 2025

[3] Annahme wurde in Absprache mit Projektpartnern festgelegt;

[4] Für Brasilien wurde ein höherer WACC für die chemischen Anlagen angenommen als für Deutschland, Finnland und Spanien, da auch der WACC für die restlichen Komponenten signifikant höher ist

Jahr	Land	Photovoltaik (Anlagenlebensdauer: 30 a)		Windkraft (Anlagenlebensdauer: 25 a)	
		CAPEX	OPEX	CAPEX	OPEX
2035	Finnland	730 €/kW	14,5 €/(kW*a)	1550 €/kW	46 €/(kW*a)
2035	Spanien	650 €/kW	13 €/(kW*a)	1375 €/kW	41 €/(kW*a)
2035	Brasilien	500 €/kW	10 €/(kW*a)	1250 €/kW	40 €/(kW*a)
2040	Finnland	700 €/kW	14 €/(kW*a)	1500 €/kW	45 €/(kW*a)
2040	Spanien	600 €/kW	12 €/(kW*a)	1350 €/kW	40,5 €/(kW*a)

Tabelle 10: Annahmen für Photovoltaik und Windkraft; Quellen: Satymov et al. 2022, IRENA 2024, Kost et al. 2024



Jahr	CAPEX	OPEX	Strombedarf	Lebensdauer System	Lebensdauer Stack
2035	1250 €/kW	25 €/(kW*a)	51 kWh/kg H ₂	30 a	85.000 h
2040	1000 €/kW	20 €/(kW*a)	50 kWh/kg H ₂	30 a	85.000 h

Tabelle 11: Annahmen für Elektrolyse; Ausgangsdruck H₂: 30 bar; CAPEX beinhaltet auch den Stack, nach 85.000 Betriebsstunden wird der Stack gewechselt, Kosten für den Stackwechsel (20 % des CAPEX) werden zusätzlich berücksichtigt; Quellen: Holst et al. 2025, Jacobasch et al. 2021, Böhm et al. 2020, Holst et al. 2021, Smolinka et al. 2018

Jahr	Land	Strombedarf	CAPEX	OPEX
2035	Finnland	3,02 kWh/kg CO ₂	625 €/(t CO ₂ /a)	74 €/ t CO ₂
2035	Spanien	4,27 kWh/kg CO ₂	640 €/(t CO ₂ /a)	77 €/ t CO ₂
2035	Brasilien	4,65 kWh/kg CO ₂	645 €/(t CO ₂ /a)	71 €/ t CO ₂
2040	Finnland	3,02 kWh/kg CO ₂	625 €/(t CO ₂ /a)	65 €/ t CO ₂
2040	Spanien	4,27 kWh/kg CO ₂	640 €/(t CO ₂ /a)	65 €/ t CO ₂

Tabelle 12: Annahmen für Direct Air Capture; Ausgangsdruck CO₂: 30 bar; Anlagenlebensdauer: 30 a; Quelle: Berechnungen von PUREM und Fraunhofer ISE im Projekt

Prozess	Land	Strohbedarf	Strombedarf	Wärmebedarf
Biomassepyrolyse und -vergasung ^[1]	Finnland	1,92 kg	0,21 kWh	---
Synthesegas-Aufbereitung ^[2]	Finnland	---	0,07 kWh	0,17 kWh

Tabelle 13: Bedarfe für Synthesegasherstellung aus Stroh pro kg Synthesegas; Wärmebedarf in Finnland wird Erdgas gedeckt; Quellen: [1] Trippe et al. 2010, Trippe et al. 2011, [2] Prozesssimulationen vom KIT im Projekt

Szenario	Land	Synthese					Destillation
		Synthesegasbedarf	CO ₂ -Bedarf	H ₂ -Bedarf	Strombedarf	Wärmeüberschuss	Wärmebedarf
Kurzfrist	Finnland	1,28 kg	---	---	0,11 kWh	0,56 kWh	0,55 kWh
Referenz	Finnland, Spanien, Brasilien	---	1,48 kg	0,19 kg	0,14 kWh	0,21 kWh	0,61 kWh
Innovation und Langfrist	Finnland, Spanien, Brasilien, Deutschland	---	1,48 kg	0,19 kg	0,14 kWh	0,21 kWh	Nicht notwendig

Tabelle 14: Bedarfe für Methanolherstellung pro kg reinem Methanol; Eingangsdruck H₂ und CO₂: 30 bar; Wärmeüberschuss wird genutzt, um Wärmebedarf der Destillation bzw. der DME-Herstellung zu decken; Wärmebedarf in Deutschland wird durch Erdgas gedeckt; Wärmebedarf in Exportländern (Finnland, Spanien und Brasilien) wird durch Hochtemperatur-Wärmepumpe gedeckt; Quelle: Prozesssimulationen vom Fraunhofer ISE im Projekt



Szenario	Land	Methanolbedarf	Strombedarf	Wärmebedarf
Kurzfrist (konventionell)	Finnland	1,39 kg	0,001 kWh	0,76 kWh
Innovation und Langfrist (INDIGO)	Finnland, Spanien, Brasilien, Deutschland	1,39 kg	0,01 kWh	0,72 kWh

Tabelle 15: Bedarfe für DME-Herstellung pro kg DME; Wärmebedarf in Deutschland wird durch Erdgas gedeckt; Wärmebedarf in Exportländern (Finnland, Spanien und Brasilien) wird durch Hochtemperatur-Wärmepumpe gedeckt; [1] reines Methanol, [2] Methanol-Wasser-Gemisch, Angabe bezieht sich auf reines DME; Quelle: Prozesssimulationen vom Fraunhofer ISE im Projekt

Szenario	Land	DME- bzw. Methanolbe- darf	H ₂ -Bedarf	Strombe- darf	Wärmebedarf	Produkte	
Kurzfrist	Deutsch- land	1,72 kg DME	0,045 kg	0,004 kWh	---	70%	Benzin
						30%	LPG
Referenz	Deutsch- land	2,57 kg MeOH	0,023 kg	0,15 kWh	1,62 kWh	29%	Benzinfraktion
						49%	SAF
						22%	LPG
Innovation und Langfrist	Deutsch- land	1,66 kg DME	0,006 kg	0,003 kWh	---	38%	Benzinfraktion
						45%	SAF
						10%	Dieselfraktion
						7%	LPG

Tabelle 16: Bedarfe für Kraftstoffherstellung pro kg Produkt; Wärmebedarf in Deutschland wird durch Erdgas gedeckt; Quelle: Prozesssimulationen vom KIT im Projekt



Prozess	Szenario	Output in kt/a	Output in MW	CAPEX in Mio. €	CAPEX in T€/MW	OPEX in Mio. €/a	OPEX in %CAPEX/a
Biomassepyrolyse und -vergasung	Kurzfrist	490 ^[1]	319 ^[1]	293	978	30	10,3%
Syngas-Aufbereitung	Kurzfrist	---	---	19		2,5	12,9%
Methanolherstellung	Kurzfrist	200	138	73	526	6,5	8,9%
Methanolherstellung ^[2]	Referenz	500	345	135	391	10	7,6%
Methanolherstellung ^[2]	Innovation	500	345	132	381	8,0	6,1%
Methanolherstellung	Langfrist	1000	691	231	334	13	5,7%
DME-Herstellung	Kurzfrist	144	142	3,5	25	4,3	124,8%
DME-Herstellung	Innovation	359	354	26	74	4,7	17,9%
DME-Herstellung	Langfrist	179	709	53	75	6,5	12,3%
DME-to-Gasoline	Kurzfrist	84	128	55	429	5,3	9,6%
Methanol-to-Fuel	Referenz	195	299	211	705	16	7,8%
DME-to-Fuel	Innovation	217	333	61	182	8,1	13,3%
DME-to-Fuel	Langfrist	434	667	100	150	11	10,8%

Tabelle 17: Investitionskosten (CAPEX) und Betriebskosten (OPEX) für chemische Anlagen; Anlagenlebensdauer: 15 a; [1] Input an Stroh (trocken), [2] Da die Methanolherstellung dynamisch modelliert wird, kann die installierte Kapazität auch höher sein; Quelle: Kostenberechnung vom Fraunhofer ISE im Projekt,

Jahr	Erdgas ^[2]	Wasserstoff	Stroh ^[5]
2030	23 €/MWh	6 €/kg ^[3]	100 €/t
2035	24 €/MWh	5,5 €/kg ^[4]	---
2040	26 €/MWh	4-5 €/kg ^[1]	---

Tabelle 18: Kosten für Erdgas, Wasserstoff und Stroh; [1] Kosten sind zum Vergleich angegeben; Diese Kosten sind keine Annahmen, sondern Ergebnisse der Simulationen mit H₂ProSim. Im Langfrist-Szenario wird der gesamte Wasserstoff durch eine Pipeline zur Verfügung gestellt. Die Kosten von 4 €/kg gelten für Spanien und von 5 €/kg für Finnland; Quellen: [2] IEA 2024, [3] Ruske et al. 2025, [4] Mittelwert aus Kosten für 2030 und 2040, [5] Annahme von Fraunhofer ISE und KIT im Projekt

Jahr	Netzstrom			
	Finnland	Spanien	Brasilien	Deutschland
2030	65 €/MWh ^[1]	---	---	80 €/MWh ^[3]
2035	100 €/MWh ^[2]	100 €/MWh ^[2]	100 €/MWh ^[2]	90 €/MWh ^[3]
2040	100 €/MWh ^[2]	100 €/MWh ^[2]	---	80 €/MWh ^[3]

Tabelle 19: Kosten für Netzstrom; Quellen: [1] Wärtsilä 2024, [2] Holst et al. 2025, Kosten für Netzstrom, wenn kein Strom aus Windkraft und Photovoltaik zur Verfügung steht [3] Luderer et al. 2025



Land	Schiffsdieselbedarf für Methanoltransport (Referenz-Szenario)	Schiffsdieselbedarf für DME-Transport (Kurzfrist- und Innovations-Szenario)	Distanz auf dem Meer bis nach Rotterdam	Distanz auf dem Rhein Rotterdam - Karlsruhe
Finnland	10.1 kg/t Methanol	11.1 kg/t DME	2560 km	670 km
Spanien	9.8 kg/t Methanol	10.7 kg/t DME	2480 km	670 km
Brasilien	31.2 kg/t Methanol	34.1 kg/t DME	8032 km	670 km

Tabelle 20: Annahmen für Schiffstransport; Kosten für Schiffsdiesel: 630 €/t; Quelle: Simulationen mit H₂ProSim von Fraunhofer ISE im Projekt

Land	Distanz^[1]	Kosten CO₂-Transport^[2]	Kosten H₂-Transport^[1]
Finnland	3265 km	30 €/t CO ₂	0,69 €/kg H ₂
Spanien	2118 km	20 €/t CO ₂	0,43 €/kg H ₂

Tabelle 21: Annahmen für Pipelinetransport; Quellen: [1] Simulationen mit H₂ProSim von Fraunhofer ISE im Projekt, [2] abgeleitet aus Simonsen et al. 2024



Literaturverzeichnis für Anhang

Albrecht, Friedemann G.; König, Daniel H.; Baucks, Nadine; Dietrich, Ralph-Uwe (2017): A standardized methodology for the techno-economic evaluation of alternative fuels – A case study. In: *Fuel* 194, S. 511–526. DOI: 10.1016/j.fuel.2016.12.003.

Böhm, Hans; Zauner, Andreas; Rosenfeld, Daniel C.; Tichler, Robert (2020): Projecting cost development for future large-scale power-to-gas implementations by scaling effects. In: *Applied Energy* 264, S. 114780. DOI: 10.1016/j.apenergy.2020.114780.

Holst, M.; Ranzmeyer, O.; Eißler, T.; Thelen, C., Ruckteschler, T.; Edenhofer, L.; Fluri, V.; Kost, C. (2025): Analyse verschiedener Versorgungsoptionen Baden-Württembergs mit Wasserstoff und Wasserstoffderivaten. Fraunhofer Institute for Solar Energy Systems ISE.

Holst, Marius; Aschbrenner, Stefan; Smolinka, Tom; Voglstätter, Christopher; Grimm, Gunter (2021): Cost Forecast for Low Temperature Electrolysis - Technology Driven Bottom-Up Prognosis for PEM and Alkaline Water Electrolysis Systems. Unter Mitarbeit von Fraunhofer-Gesellschaft.

IEA (Hg.) (2024): World Energy Outlook 2024. Paris. Online verfügbar unter <https://www.iea.org/reports/world-energy-outlook-2024>.

IRENA (2024): Renewable power generation costs in 2023. International Renewable Energy Agency. Abu Dhabi. Online verfügbar unter https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2024/Sep/IRENA_Renewable_power_generation_costs_in_2023.pdf.

IRENA (2025): Renewable power generation costs in 2024. International Renewable Energy Agency. Abu Dhabi. Online verfügbar unter https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2025/Jul/IRENA_TEC_RPGC_in_2024_2025.pdf.

Jacobasch, Eric; Herz, Gregor; Rix, Christopher; Müller, Nils; Reichelt, Erik; Jahn, Matthias; Michaelis, Alexander (2021): Economic evaluation of low-carbon steelmaking



via coupling of electrolysis and direct reduction. In: *J.Cleaner Prod.* 328, S. 129502.

DOI: 10.1016/j.jclepro.2021.129502.

Kost, Christoph; Müller, Paul; Sepulveda Schweiger, Jael; Fluri, Verena; Thomsen, Jessica (2024): Stromgestehungskosten Erneuerbare Energien. Fraunhofer ISE. Online verfügbar unter https://www.ise.fraunhofer.de/content/dam/ise/de/documents/publications/studies/DE2024_ISE_Studie_Stromgestehungskosten_Erneuerbare_Energien.pdf.

Luderer et al. (2025): Die Energiewende kosteneffizient gestalten – Szenarien zur Klimaneutralität 2045. Online verfügbar unter <https://ariadneprojekt.de/publikation/report-szenarien-zur-klimaneutralitat-2045-2/>.

Peters, Max Stone; Timmerhaus, Klaus Dieter; West, Ronald Emmett (2003): Plant design and economics for chemical engineers. 5th ed., internat. ed. Boston: McGraw-Hill (McGraw-Hill chemical engineering series). Online verfügbar unter <http://www.loc.gov/catdir/description/mh031/2002032568.html>.

Ruske et al. (2025): Synthesebericht des TransHyDEProjekts LNG2Hydrogen. Erarbeitung einer wissenschaftlich fundierten, nachhaltigen Datenbasis und Empfehlung als Entscheidungsbasis für die zukunftsfähige und langfristige Nutzung von LNG-Terminal-Standorten als logistische Knotenpunkte für Wasserstoff und dessen Transportvektoren. Online verfügbar unter https://www.wasserstoff-leitprojekte.de/lw_resource/datapool/systemfiles/elements/files/9842531e-7c28-11f0-9a65-fa163e7d9971/live/document/250813_LNG2Hydrogen_Whitepaper-final_V3.pdf.

Satymov, Rasul; Bogdanov, Dmitrii; Breyer, Christian (2022): Global-local analysis of cost-optimal onshore wind turbine configurations considering wind classes and hub heights. In: *Energy* 256, S. 124629. DOI: 10.1016/j.energy.2022.124629.

Simonsen, Kenneth René; Hansen, Dennis Severin; Pedersen, Simon (2024): Challenges in CO₂ transportation: Trends and perspectives. In: *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 191, S. 114149. DOI: 10.1016/j.rser.2023.114149.



Smolinka, Tom; Wiebe, Nikolai; Sterchele, Philip; Fraunhofer-Institut für Solare Energiesysteme ISE / Freiburg – Deutschland (Andreas Palzer); Franz Lehner; E4tech Sàrl / Lausanne – Schweiz (Malte Jansen) et al. (2018): Studie IndWEDe Industrialisierung der Wasser-elektrolyse in -Deutschland: -Chancen und -Herausforderungen für nachhaltigen Wasserstoff für Verkehr, Strom und -Wärme.

Trippe, Frederik; Fröhling, Magnus; Schultmann, Frank; Stahl, Ralph; Henrich, Edmund (2010): Techno-Economic Analysis of Fast Pyrolysis as a Process Step Within Biomass-to-Liquid Fuel Production. In: *Waste Biomass Valor* 1 (4), S. 415–430. DOI: 10.1007/s12649-010-9039-1.

Trippe, Frederik; Fröhling, Magnus; Schultmann, Frank; Stahl, Ralph; Henrich, Edmund (2011): Techno-economic assessment of gasification as a process step within biomass-to-liquid (BtL) fuel and chemicals production. In: *Fuel Process. Technol.* 92 (11), S. 2169–2184. DOI: 10.1016/j.fuproc.2011.06.026.

Wärtsilä (2024): Finland's power system outlook for 2027 & 2030. Wärtsilä. Online verfügbar unter https://www.wartsila.com/docs/default-source/local-files/finland/finland-s-power-system-outlook-for-2027-2030.pdf?sfvrsn=d5b91f43_6.