Eggenstein-Leopoldshafen, 15.11.2025

Autoren: Peter Pfeifer[1]
Nikolaos Boukis[2]
Roland Dittmeyer[3,4]
Gael Corre[4]
Michael Rubin[3,4]
Andreas Patyk[5]

Schlussbericht zu den Teilvorhaben

- Technologiepfad 1: Wasserstoff als Energie-Vektor
  - **LOHC – Speicherung und Nutzung (AP1.2b)**
- Technologiepfad 2: Synthesegas als Energie-Vektor
  - **Biologische Umwandlung und Anwendung im Bereich der kosmetischen Pflegeprodukte (AP2.2a)**
  - **Modulare integrierte Containerlösungen (AP2.2b)**
  - **Dezentrale Produktion normgerechter Kraftstoffe (AP2.3b)**
- **Roadmapping**

des Zuwendungsempfängers
Sondervermögen Großforschung beim
Karlsruher Institut für Technologie (KIT)

im Verbundprojekt

„P2X: Erforschung, Validierung und Implementierung von ‚Power-to-X' Konzepten – Phase 2"

Förderkennzeichen: 03SFK2K0-2

Projektlaufzeit: 01.09.2019 – 31.05.2025

Gefördert durch:

Bundesministerium
für Forschung, Technologie
und Raumfahrt

[1] AP1.2b, [2] AP2.2a, [3] übergeordnet, [4] AP2.2b/2.3b, [5] Roadmap

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

Inhaltsverzeichnis

Abbildungsverzeichnis ii

Tabellenverzeichnis iv

1 Kurze Darstellung des Vorhabens 1

1.1 Aufgabenstellung 1

1.2 Vorraussetzungen unter denen das Vorhaben durchgeführt wurde 2

1.3 Planung und Ablauf des Vorhabens 3

1.4 Wissenschaftlicher und technischer Stand an den angeknüpft wurde 4

1.5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen 5

2 Eingehende Darstellung der Ergebnisse 5

2.1 AP2.1b – LOHC – Speicherung und Nutzung 5

2.2 AP2.2a – Biologische Umwandlung und Anwendung im Bereich der kosmetischen Pflegeprodukte 17

2.3 AP2.2b – Modulare integrierte Containerlösungen 20

2.4 AP2.3b – Dezentrale Produktion normgerechter Kraftstoffe 35

2.5 Roadmapping 40

3 Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises 41

4 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Projektarbeit 42

5 Nutzen und Verwertbarkeit des Ergebnisses im Sinne des Verwertungsplans 42

6 Während der Durchführung des Vorhabens bekannt gewordener Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen 43

7 Erfolgte und geplante Publikationen 44

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 1: Mikrostrukturiertes Membranmodul mit Mikrosieben, bestehend aus 2 mikrostrukturieren Platten, 2 Mikrosieben, sowie der Pd/Ag Membran 5

Abbildung 2: Links: Querschnitt des Membranmoduls (TOS = 200 Tage) mit unbedecktem und abgestütztem Abschnitt der Membran, Rechts: Aufnahme der $Pd_{77}Ag_{23}$-Membran von Oben, der Abdruck des Mikrosiebs ist deutlich zu erkennen 6

Abbildung 3: Links: Explosionszeichnung der Schweißvorrichtung; Rechts: Draufsicht auf das in die Vorrichtung eingespannte Membranmodul, mit dem neuen Auslauf unten links. 7

Abbildung 4: Querschliff der Schweißnaht des Moduls, zu erkennen ist eine Pore (schwarz) direkt am Übergang der Pd/Ag-Membran (weiß) in die Schweißnaht. 7

Abbildung 5: Links: Querschliff des elektropolierten Membranmoduls, Rechts: Querschliff des spannungsarmgeglühten und geläppten Membranmoduls. 8

Abbildung 6: Links oben: Einfallstelle auf der Schweißnaht beobachtet am KIT; Rechts oben: Einfallstelle auf der Schweißnaht beobachtet bei Versuchen im Applikationslabor von Trumpf; Links unten: Querschliff eines am KIT gefügten Moduls; Rechts unten: Querschliff eines von Trumpf gefügten Moduls; Beide Querschliffe zeigen deutliche Porenbildung. 8

Abbildung 7: Einlaufphasen des Katalysator EleMax D102 bei Betrieb des mikrostrukturierten Radialflussreaktors mit Feed A bzw. Feed B 9

Abbildung 8: Im wasserstoffreichen Produktgas mittels Fourier-Transform-Infrarotspektrometer (FTIR) detektierte Verunreinigungen; Links: Bei der Dehydrierung des Feed A und Feed B bei gleichen Betriebsbedingungen; Rechts: Bei der Dehydrierung des Feed B bei unterschiedlichen Verweilzeiten τ. 10

Abbildung 9: Massenverlust der drei Katalysatorproben unter Stickstoff. 12

Abbildung 10: Zeitlicher Verlauf der bestimmten Permeat-, Retentat- und Produktgasvolumenströme und der daraus errechneten Abtrenngrade. Der schraffierte Bereich entspricht dem Zeitraum, in welchem die Temperaturvariation der Membran durchgeführt wurde. 13

Abbildung 11: Experimentell ermittelter Permeatvolumenstrom, aus experimentellen Daten errechneten Triebkraft und der Retentatdruck über der Dead-End Kopplungszeit. 14

Abbildung 12: Explosionszeichnung des Mikrostrukturierten Membranreaktors. Die Membran mit ihrem mechanischen Support (Mikrosiebe) ist in lila dargestellt. Diese befindet sich im zusammengebauten Zustand unmittelbar über der Mikrostruktur und damit dem Katalysatorbett. 15

Abbildung 13: Zeichnung des skalierten Membrantrenners in welchen 10 Membranmodule eingesetzt werden können. 16

Abbildung 14: Experimenteller Versuchsaufbau für die kontinuierliche Fermentation inkl. Kreuzstromfiltration über Hohlfasermembranen in einem separaten Kreislauf zur Zellrückhaltung. Abb. entnommen aus Perret et al., Ind. Eng. Chem. Res. 62 (2023) 13799. 18

Abbildung 15: Experimentell ermittelte Daten der Gasaufnahmeraten r, Raum-Zeit-Ausbeuten (STY) sowie Zelldichte β über die Versuchsdauer *t.* Abb. entnommen aus Perret et al., Bioresour. Technol. 391 (2024) 129894. 19

Abbildung 16: Hybride additive Fertigung: a) Konventionell gefertigtes Bauteil b) 3D-Drucker Bauraum c) CM-Teil im Bauraum d) additive Fertigung auf das CM-Teil. 22

Abbildung 17: Durch hybride Fertigung hergestellter Reaktor für die FT-Synthese. 3D Darstellung mit a) hervorgehobenen Schlitzen mit Einbauten, b) Fluidräume und c) Foto des Reaktor montiert mit Heiz- und Thermoelementen. 23

Abbildung 18: Oben: Umsatz X von CO und H_2 über Time on Steam (TOS). Unten: Umsatz von CO über 1/*GHSV* und Temperatur *T*. Experimentelle Ergebnisse (kreisförmige Marker) und Literatur (Loe: Loewert et al., Myr: Myrstad et al., Pie: Piermartini et al.[8]). 24

Abbildung 19: Kosten und Masse von DB-Reaktoren im Vergleich zu AM-Reaktoren. Angepasst nach 26

Abbildung 20: Schematische Darstellung der Technikumsanlage am KIT-IMVT für die Synthese und Aufbereitung von flüssigen Kraftstoffen. 28

Abbildung 21: Foto einer am KIT-IMVT entwickelten und additiv gefertigten modularen Destillationseinheit. 28

Abbildung 22: Luftbild des Anlagenverbundes des PtX Lab am Energy Lab, KIT (Links: zu Projektbeginn bestehender Anlagenverbund. Rechts, hervorgehoben: Erweiterungsfläche im Kontext des Projekts). 30

Abbildung 23: Darstellung ausgewählter Komponenten der Prozesskette. (a) Foto des Kompressor mit Nieder- und Hochdruckbehälter. (b) 3D-Auftsellung der benötigten Rohrbrücken für die Verschaltung der Verdampfer-, Kompression-, Fackel- und Co-SOEC-Anlage und der zugehörigen Streifen- sowie Punktfundamente. (c) Anlieferung des Fakelsystems. (d) Infrastrukturtechnisch verbundene Synthesegasbereitstellung bestehend aus Verdampfer (hinten), Kompressor (Mitte) und Co-SOEC (vorne) sowie Sicherheitseinrichtung (Fackel, rechts hinten). 30

Abbildung 24: Prozessfließbild der PtL Prozesskette. Dabei farblich hervorgehoben: elektrischer Energiebedarf (rot), Abwärme bei 120°C (dunkelblau), Abwärme bei 40°C (hellblau). Abbildung entnommen aus D. Dhamo et al., In: Werner Sitte, Rotraut Merkle (Ed.), *High-Temperature Electrolysis - From fundamentals to applications.* IOP Publishing Ltd. (2023). doi: 10.1088/978-0-7503-3951-3. 34

Abbildung 25: Historie und Probenbezeichnung ausgewählter Proben die im Projektverlauf einer tiefergehende Charakterisierung unterzogen wurden, hergestellt über eine kleinere Containeranlage in Kooperation mit dem Projekt Powerfuel als Mitigationsmaßnahme (Route „A“) 36

Abbildung 26: Historie und Probenbezeichnung ausgewählter Proben die im Projektverlauf einer tiefergehende Charakterisierung unterzogen wurden hergestellt über die PtL-Anlage am Energy Lab (Route „B“). 37

Abbildung 27: Exemplarische Ergebnisse der dynamischen Prozesssimulation für (a) den Anfahrtsprozess und (b) nach einer Sprungvariation von -15% im CO_2 Feed. 38

Abbildung 28: Einfluss des transienten Betriebs auf eine PtL-Prozesskette basierend auf einem PEM-Elektrolyseur mit einer Anschlussleistung von 100 MW (entspricht einem maximalen Feedstrom von $1825\,\mathrm{kg\,h} - 1$) sowie RWGS zur Synthesegaserzeugung. Dabei: Produktzusammensetzung des RWGS- (a) und FT-Reaktors (b) während eines transienten Anlagenbetriebs mit einer sinusförmigen Lastvariation (Periode $T = 2\,\mathrm{h}$) zwischen 100 % und 55 % der Nennleistung (bezogen auf den PEM-Elektrolyseur). Stufenweise Variation des $\mathrm{H2/CO2}$-Verhältnisses im RWGS (c) und im FT-Reaktor (d) zur Analyse des Einflusses auf die Methanbildung. Vergleich der Produktzusammensetzung im FT-Reaktor unter stufenweisem Betrieb (e) sowie bei sinusförmiger Lastführung (f). 39

Abbildung 29: Schema des im Roadmapping-Prozess analysierten Konzepts. 40

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Gefittete Sievert Exponenten für jede TOS 6

Tabelle 2: Stoffmengenanteile (x), sowie Hydrierungsgrad (DoH = Degree of Hydrogenation) der verwendeten Feeds A & B 9

Tabelle 3: Übersicht der in den beiden Versuchsreihen erzielten Dehydriergrade bei einer Reaktortemperatur von 300 °C. 10

Tabelle 4: Vergleich der Sievertexponenten, präexponentielle Faktoren, Aktivierungsenergien und Permeabilitäten bei 300 °C für Reinwasserstoff und Produktgas 13

Tabelle 5: Übersicht der im Produktgas und nach dem Adsorber gemessene Konzentration an Kohlenwasserstoffen. 14

Tabelle 6: 3D-Drucker mit großen Bauräumen. 25

Tabelle 7: Übersicht der sich durch das Design ergebenen Eigenschaften/Parametern von AM-Reaktoren (KIT). 25

Tabelle 8: Übersicht von DB-Reaktoren (Quelle: INERATEC). Zur Kostenbetrachtung sei auf Abbildung 19 verwiesen. 26

1 Kurze Darstellung des Vorhabens

Das Karlsruher Institut für Technologie (KIT) war mit drei Instituten in beiden, in Phase II des Kopernikus Projekts „P2X“ betrachteten, Technologiepfaden aktiv und dabei an vier der 11 Arbeitspakete sowie dem Roadmapping beteiligt:

Technologiepfad 1: Wasserstoff als Energie-Vektor

- Arbeitspaket AP1.2b: LOHC – Speicherung und Nutzung
  (beteiligtes Institut: KIT-IMVT)

Technologiepfad 2: Synthesegas als Energie-Vektor

- Arbeitspaket AP2.2a: Biologische Umwandlung und Anwendung im Bereich der kosmetischen Pflegeprodukte
  (beteiligtes Institut: KIT-IKFT)
- Arbeitspaket AP2.2b: Modulare integrierte Containerlösungen
  (beteiligtes Institut: KIT-IMVT)
- Arbeitspaket AP2.3b: Dezentrale Produktion normgerechter Kraftstoffe
  (beteiligtes Institut: KIT-IMVT)

Roadmapping

(beteiligtes Institut: KIT-ITAS)

1.1 Aufgabenstellung

Übergeordnetes Ziel der Arbeiten um *Technologiepfad 1* war es beginnend mit der Wasserelektrolyse Wasserstoff als den Energie-Vektor für die Sektorkopplung zu betrachten. Als Anwendungsfälle wurden die Sektoren „Energie“ (Nutzung als Heizgas in der Glasindustrie), „Mobilität und Transport“ (Nutzung an einer H2-Tankstelle) und „Chemie“ (Herstellung Formaldehyd-basierter Polymere) adressiert. Als Umwandlungstechnologien sollten entsprechend die reversible Anbindung an chemische H2-Träger (liquid organic hydrogen carriers, LOHCs) bzw. die selektive Hydrierung von CO_2 genutzt werden.

Das KIT war hierbei involviert im Bereich der LOHC-Dehydrierung, also der Wasserstofffreisetzung aus dem beladenen LOHC-Molekül Hierbei wurde durch das KIT in AP1.2b, Task 1 der Weg verfolgt den Dehydrierungsschritt (a) in einem mikrostrukturieren Radialflussreaktor durchzuführen und (b) die Dehydrierung durch direkte Abtrennung des entstehenden Wasserstoffs über eine Membran reaktionstechnisch zu begünstigen. Die F&E Arbeiten lagen entsprechend im Bereich der Membranabtrennung selbst sowie in der Kopplung des Dehydrierungsschritts mit der Membranabtrennung als logische Fortführung der Aktivitäten in der ersten Förderperiode.

Übergeordnetes Ziel der Arbeiten um *Technologiepfad 2* war es die P2X-Kette beginnend mit CO_2 Gewinnung aus der Luft über das Direct Air Capture Verfahren (DAC) sowie folgend mit der Ko-Elektrolyse von CO_2 (und H_2O) zur Erzeugung von CO bzw. Synthesegas als energiereichen Rohstoffen zu betrachten. Als Anwendungsfälle wurden die Sektoren „Mobilität und Transport“ (Bereitstellung von Kraftstoffen für lokale Nutzung) und „Chemie“ (Herstellung eines aliphatischen Alkohols) adressiert. Entsprechend galt es hoch-integrierte, modulare Containeranlagen bzw. biotechnologische Verfahren zur Syngas-Fermentation zu entwickeln.

In AP2.2a lag der Fokus des KIT in Task 2 auf der biologischen Umsetzung von Synthesegas zu Alkoholen. Die F&E Arbeiten lagen im Bereich der Entwicklung geeigneter Reaktorkonzepte sowie der Untersuchung des Einflusses unterschiedlicher Prozessgrößen auf die Produkteigenschaften zur Bestimmung wirtschaftlicher Prozessgrößen.

In AP2.2b lag der Fokus der Arbeiten in der Entwicklung intensivierter modularer und über einen weiten Bereich skalierbarer Prozesstechnologien, die sich auch für einen dezentralen Einsatz mit kleineren Kapazitäten in Container- oder Skid-Bauweise eignen, perspektivisch die Voraussetzungen für eine technische Herstellung und Nutzung von E-Fuels zu schaffen und dadurch die Einführung von PtX-

Technologien zu beschleunigen. Das Arbeitspaket AP2.2b ist eng verknüpft mit Arbeitspaket AP2.1b in dem die Weiterentwicklung der Hochtemperatur-Co-Elektrolyse-Technologie von Sunfire und den Forschungspartnern DLR und FZJ verfolgt wird, sowie mit AP2.3b, welches sich auf die E-Fuels für Anwendungsfelder mit definiertem Parameterraum fokussiert (Kerosin, Diesel und Ottokraftstoff) mit dem Ziel die E-Fuels industriefähig zu machen. Konkret sollte in AP2.2b die Prozesskette zur Herstellung von e-Fuels für den energetisch besonders anspruchsvollen Fall der Nutzung von Luft als CO2-Quelle demonstriert werden. Dem KIT kam in diesem Arbeitspakte die koordinierende Rolle zu (Task 0). Im Bereich F&E war das KIT involviert in der Optimierung des Reaktordesigns (Task 3), sowie zuständig für die Umsetzung der Prozesskette inkl. Produktaufbereitung am Energy Lab (Task 4, 5). Hierbei war es Ziel mittels der neuesten Modul-Generation der Direct Air Capture (im Folgenden DAC) von Climeworks, das CO2 aus der Umgebungsluft durch ein zyklisches Adsorptions-/Desorptionsverfahren inkl. Nutzung der Abwärme der Fischer-Tropsch-(FT)-Synthese zur Reduktion des spezifische Energiebedarfs zu gewinnen. In der verfolgten Prozesskette wurde der Weg über die Hochtemperatur-Co-Elektrolyse (im Folgenden Co-SOEC) zur Synthesegaserzeugung aus CO2 und H2O beschritten, sowie deren thermische und stoffliche Integration mit der FT-Synthese sowie der DAC, mit dem Ziel dadurch die Gesamtenergieeffizienz weiter zu steigern. Darüber hinaus war das KIT in diesem Kontext involviert in der Betrachtung und Bewertung dieser Prozesskette mittels Prozesssimulation unter Nutzung der gewonnenen bzw. von den Partnern zur Verfügung gestellten Daten (Task 6). Diese Ergebnisse galt es in die technoökonomische Betrachtung sowie der Lebenszyklusanalyse im Feld des *Roadmappings* einzuspielen.

Das Arbeitspaket AP2.3b war eng verknüpft mit Arbeitspaket AP2.2b. In AP2.3b sollten die Prozessparameter für einen flexiblen produktgeführten Betrieb der in AP2.2b realisierten integrierten Prozesskette erarbeitet werden, der entweder auf Kerosin, Diesel oder Ottokraftstoffe als Hauptprodukt ausgerichtet ist. Darüber hinaus sollte die Qualität der erzeugten Kraftstoffe umfassend analysiert und beurteilt, sowie das Potenzial der verfolgten Prozesskonfiguration für eine dynamische Betriebsweise ermittelt werden. Es wurden normgerechte paraffinische Kraftstoffe angestrebt, die entweder als Blend oder direkt vertankt werden können. Das Gesamtziel bestand darin, über den Weg der Fischer-Tropsch-Synthese erhaltene E-Fuels für Anwendungsfelder mit definiertem Parameterraum industriefähig zu machen. Auch in diesem Arbeitspakten kam dem KIT die koordinierende Rolle zu (Task 0). Das KIT war zudem involviert in der Produktion (Task 1) und Aufbereitung (Task 2) des FT-Crude sowie der Planung der Demonstration in Projektphase III (Task 7).

Im projektübergreifenden *Roadmapping* sollte aufbauend auf den Ergebnissen der Phase I, ein kontinuierliches Monitoring der jeweiligen Technologieentwicklungen durchgeführt werden. Damit verfolgte der Roadmapping-Prozess zwei wesentliche Ziele: (a) Begleitung und Unterstützung der Technologieentwicklung durch die Bewertung hinsichtlich technischer, ökologischer, ökonomischer sowie sozialer Kriterien sowie (b) die Einordnung der Technologien in das sich wandelnde Energiesystem, die Energiewende, sowie die Erreichung der Klimaschutzziele. Dem KIT kam hierbei die Aufgabe der Datensammlung, -aufarbeitung und -interpretation hinsichtlich der in AP2.2b/AP2.3b betrachteten Prozesskette für die LCA (Task 2.1) und TEA (Subtask 2.3) zu. Die Ergebnisse galt es ferner über die Kopernikus-Roadmaps (Roadmap 3.0 und Roadmap 4.0) der breiten Öffentlichkeit zugänglich zu machen.

1.2 Vorraussetzungen unter denen das Vorhaben durchgeführt wurde

2016 starteten die „Kopernikus-Projekte für die Energiewende“ mit dem Ziel technologische Lösungen für die Energiewende von der Forschung bis hin zur Umsetzung zu erarbeiten. Durch gemeinsame Anstrengungen von Wissenschaft, Wirtschaft und Zivilgesellschaft ging es vor allem um die Weiterentwicklung von Stromnetzen, die Speicherung fluktuierender erneuerbarer Energie durch Umwandlung in andere Energieträger, die Neuausrichtung von Industrieprozessen auf eine schwankende Energieversorgung und das verbesserte Zusammenspiel aller Sektoren des Energiesystems. „Power-to-X“ (P2X) fasst als einer dieser Bereiche Technologien zusammen, die auf eine Umwandlung von elektrischer Energie in stoffliche Energiespeicher, Energieträger und energieintensive Chemieprodukte zielen. Damit wird eine Verknüpfung zwischen energetischen und stofflichen Wertschöpfungsketten geschaffen, die zusätzlich das Potential birgt, den Einsatz fossiler Rohstoffe in den Sektoren Energie, Transport/Verkehr und Chemie zu verringern. Das Projekt ist auf eine 10-jährige Laufzeit ausgelegt und in drei Phasen gegliedert. Wissenschaftlich-technische Konzepte mit hohem Innovationspotential wurden in der ersten Förderphase innerhalb von 6 Forschungs-Clustern (FC) adressiert und ihr Potential hinsichtlich der Anwendungsfelder Energie, Transport/Verkehr und

Chemie untersucht. Die Forschungscluster wurden dabei in zwei Gruppen aufgeteilt: in den Forschungsclustern FC-A1 bis A3 wurde der zur Verfügung stehende Strom genutzt, um zunächst Ausgangsstoffe für P2X-Prozessketten herzustellen, die anschließend in den Forschungsclustern FC-B1 bis B3 zu chemischen Energieträgern und Zwischenprodukten weiterverarbeitet wurden. In der im Jahr 2019 anschließenden zweiten Projektphase wurde die Fokussierung und Konkretisierung der Forschungsarbeiten mit dem Ziel der wissensbasierten Validierung der Technologie-Komponenten anhand vielversprechender Anwendungsfälle in den Mittelpunkt gerückt. Das Projekt wurde entlang zweier parallel zu verstehender Technologiepfade strukturiert: Der Technologiepfad 1 fokussierte sich auf das Wasserstoffmolekül als Energievektor während Technologiepfad 2 Prozessketten startend von den energiereichen Ausgangsstoffen „Synthesegas“ (H2/CO Gemisch) bzw. Kohlenmonoxid betrachtete. Über die beteiligten Elektrolyseverfahren bestand zwischen den beiden Technologiepfaden eine inhaltliche Schnittstelle.

Wie auch in der ersten Projektphase führte, aufbauend auf den Ergebnissen der ersten Phase, das Roadmapping ein kontinuierliches Monitoring der jeweiligen Technologieentwicklungen durch.

Zudem wurde ebenfalls wie in der ersten Projektphase starkes Gewicht auf das „Outreach“ gelegt um die mittelbaren und unmittelbaren Projektergebnisse in angemessenem Umfang und Format sowohl in die breite Öffentlichkeit zu tragen und für relevante Entscheidungsträger entsprechend aufzubereiten.

1.3 Planung und Ablauf des Vorhabens

Wie erwähnt war es zentrales Ziel der zweiten Förderphase die Technologiekomponenten entlang der beiden Technologiepfade zu validieren. Der dazu angelegte Roadmapping-Prozess sollte die F&E Aktivitäten begleiten und bewerten, so dass zum Ende der 2. Phase sinnvolle und klare Umsetzungsprojekte (Demoprojekte) definiert können welche die entwickelte(n) Technologie(n) bis zur Anwendungsreife bringen sollen. Das KIT startete im September 2019 in die zweite Förderphase.

Die Arbeiten mit Beteiligung des KIT wurden in Abschnitt 1.1 bereits dargelegt. Eine komplette Darstellung der Planung und des Ablaufs der Arbeiten in den beiden Technologiepfaden ist in den folgenden Abschnitten durch Auflistung der Arbeitspakete gegeben – in Anbetracht der Zahl der Arbeitspakete und zugehörigen (Sub)tasks sind diese aber nur bei unmittelbarer Beteiligung des KIT jeweils in die Ebene der Tasks aufgespannt dargestellt (die weitere Untergliederung in die Subtaskeben ist dann in Abschnitt 2 gegeben). Das KIT übernahm in der zweiten Förderphase die Koordination der beiden Arbeitspakete AP2.2b und AP2.3b und war darüber hinaus stark involviert im Bereich der Öffentlichkeitsarbeit (ohne spez. Task gemäß Antrag).

Technologiepfad 1

AP 1.1: Low-Ir Elektrolyse (LMU, FZJ, TUM, HIERN, HZB, Heraeus, Greenerity, ZAE, Linde, H-TEC)

AP1.2a: Katalytische Hydrierung (RWTH, Wacker)

AP1.2b: LOHC - Speicherung und Nutzung (FAU, RWTH, KIT, FhG ISE, Clariant, und Hydrogenious Technologies (HT))

Task 1: Wasserstoffabtrennung durch Membranen (KIT)
Task 2: Wasserstoffabtrennung durch Kompressoren (FAU)
Task 3: Verbesserung der Dehydrierkatalyse (FAU)
Task 4: Hydrierung mit feuchtem Wasserstoff (RWTH)
Task 5: Technische Bewertung der erarbeiteten Konzept (FhG ISE)

AP1.3a: FA-Polymere (Covestro, RWTH, DWI, Henkel)

AP1.3b: H2-Tankstelle (FAU, RWTH, KIT, FhG ISE, FZJ, AREVA H2Gen, Framatome und Hydrogenious Technologies (HT))

AP1.3c: Glasherstellung (SCHOTT, Hydrogenious Technologies (HT), FZJ, AREVA H2Gen, Framatome)

Technologiepfad 2

AP2.1a: CO2-zu-CO-Elektrolyse bei Temperaturen unterhalb 100°C (Covestro, RWTH, HIERN)

AP2.1b: Hochtemperatur Ko-Elektrolyse (FZJ, DLR, Sunfire)

AP2.2a: Biologische Umwandlung und Anwendung im Bereich der kosmetischen Pflegeprodukte (Evonik Creavis, KIT, Beiersdorf)

Task 1: Co-Kultur zur Bildung von Säuren und Alkoholen (Evonik Creavis)
Task 2: Entwicklung von Reaktorkonzepten (KIT)
Task 3: Syntheseentwicklung und Mustergenerierung Hexansäure/Hexanol-Derivate (Evonik Creavis)
Task 4: Anwendungstests (Beiersdorf, Evonik Creavis)

AP2.2b: Modulare Integrierte Containerlösungen (Climeworks, INERATEC, KIT, Linde, Sunfire)

Task 0: Koordination (KIT)
Task 1: Entwicklung einer optimierten, MW tauglichen DAC-Anlage zur Kopplung mit der Co-Elektrolyse-SOEC und der FT-Synthese (Climeworks)
Task 2: Weiterentwicklung und Bau eines ca. 150 kWel Co-SOEC-Systems zur Kopplung mit DAC und FT-Synthese (Sunfire)
Task 3: Reaktor-Designoptimierung für die FT-Synthese (INERATEC, KIT)
Task 4: Modulare Technologien zur Kraftstoffaufarbeitung (KIT, INERATEC)
Task 5: Integration der DAC- und Co-SOEC-Systeme ins Energy Lab 2.0 (KIT, Climeworks, Sunfire, INERATEC)
Task 6: Prozesssynthese und -analyse (Linde AG, Climeworks, INERATEC, KIT, Sunfire)

AP2.3b: Dezentrale Produktion normgerechter Kraftstoffe (Audi, AVL List, DLR, Ford, INERATEC, KIT, VW)

Task 0 Koordination (KIT)
Task 1 Flexible Produktion von FT-Kraftstoffen (INERATEC, KIT)
Task 2 Kraftstoffaufbereitung zur Erreichung der Norm (KIT)
Task 3 Ottokraftstoffe (VW)
Task 4 Kerosin (DLR)
Task 5 Diesel (AVL List, VW, Audi, Ford)
Task 6 Betrieb von Testfahrzeugen (AUDI, VW, Ford)
Task7 Planung der Demonstration in Phase 3 (KIT, Climeworks, Sunfire, INERATEC, DB Energie, IASA, weitere potenzielle Umsetzungspartner)

Roadmapping (DLR, FZJ, KIT, OTH, RWTH, TUM, BUND, DECHEMA, ifeu, IZES, Öko-Institut, WWF, AUDI, Climeworks, Covestro, Hydrogenious, innogy, Linde, Siemens, sunfire (Unterauftragnehmer: GIZ))

Task 0: Koordination (DECHEMA)
Task 1: Energieszenarien (OTH, TUM)
Task 2: Nachhaltigkeitsanalysen (RWTH, IZES, Siemens, KIT, DECHEMA, Unterauftragnehmer GIZ)
Task 3: Reflexionsgremium (DECHEMA, Unterauftragnehmer GIZ)
Task 4: Roadmap (DECHEMA, Unterauftragnehmer GIZ)

1.4 Wissenschaftlicher und technischer Stand an den angeknüpft wurde

Alle, in der zweiten Förderperiode des Kopernikus Projekt P2X durch das KIT bearbeiteten F&E Fragestellungen knüpfen direkt an die Ergebnisse der entsprechenden Aktivitäten der ersten Förderperiode an:

- Die Arbeiten des KIT in AP2.1b der zweiten Förderperiode küpfen an die Erkenntnisse der Arbeiten aus Forschungscluster FC-B1, AP3 “Optimierung der Dehydrierung” an.
- Die Arbeiten des KIT in AP2.2b und AP2.3b der zweiten Förderperiode küpfen an die Erkenntnisse und Vorarbeiten aus Forschungscluster FC-B2, insbesondere AP1 “Autarke P2F-Anlage auf Basis neuer Fischer-Tropsch-Technologien” an
- Die Arbeiten des KIT in AP2.2a der zweiten Förderperiode küpfen an die Erkenntnisse und Vorarbeiten aus Forschungscluster FC-B2, AP4 “Langkettige Alkohole durch Gasfermentation” an.

Der wissenschaftliche und technische Stand an dem die Arbeiten im Projekt innerhalb der in Abschnitt 1.3 in den einzelnen Arbeitspaketen unter KIT-Beteiligung angeknüpft wurde, ist in den entsprechenden Projektanträgen sowie in dem Schlussbericht der ersten Projektphase (FKZ: 03SFK2K0) ausführlich dargelegt.

1.5 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Wie aus der Auflistung der Arbeitspakete in Abschnitt 1.3 ersichtlich, bestand in den beiden Technologiepfaden während der gesamten Projektlaufzeit eine intensive Zusammenarbeit des KIT mit den Projektpartnern. In dem folgenden Bericht werden nur die Ergebnisse beschrieben, welche von den Instituten des KIT erzielt wurden. Zu den Ergebnissen der Projektpartner sei auf deren jeweilige Schlussberichte verwiesen.

2 Eingehende Darstellung der Ergebnisse

2.1 AP2.1b – LOHC – Speicherung und Nutzung

AP1.2b, Task 1: Wasserstoffabtrennung durch Membranen

AP1.2b, Subtask 1.1: Auswahl und Test geeigneter Membranen
Meilensteine in der Subtask: M1.1 - Eine geeignete Membran wurde gefunden und ausgewählt.

In dieser Subtask war es Ziel das Design, die Schweißbarkeit, sowie die Integration der Pd/Ag Membran in die zur Wasserstoffaufbereitung verwendeten Membranmodule zu untersucht. In diesem Zuge galt es auch Permeationstests der Module durchzuführen. Dabei wurden zwei Konfigurationen an Membranmodulen betrachtet: Zum einen das in Abbildung 1 dargestellte Membranmodul bestehend aus zwei mikrostrukturierten Platten (34 Kanäle, 0,2 mm breit), 2 Mikrosieben und der Pd/Ag Membran. Zum anderen wurde ebenfalls eine Membranmodulkonfiguration ohne Mikrosiebe evaluiert. Der Versuch der Integration ohne Mikrosiebe hatte das Ziel die zugängliche Membranfläche in Bezug auf die gesamte verbaute Membranfläche zu optimieren. In diesem Fall besteht das Modul nur aus 2 mikrostrukturierten Platten (89 Kanäle, 0.1 mm breit) und die Pd/Ag Membran.

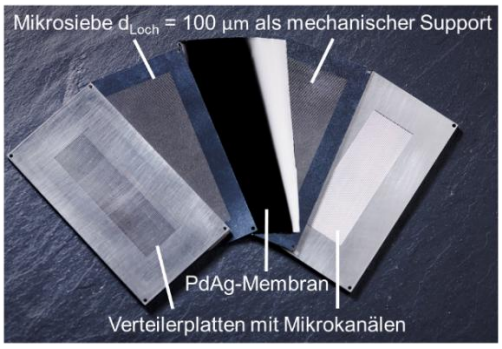


Abbildung 1: Mikrostrukturiertes Membranmodul mit Mikrosieben, bestehend aus 2 mikrostrukturieren Platten, 2 Mikrosieben, sowie der Pd/Ag Membran.

<u>Membranmodul mit Mikrosieben:</u> Für die Konfiguration mit Mikrosieben sollte die Dicke der bisher verwendeten 5 µm Pd/Ag Membran zunächst erhöht werden, um den Einfluss auf mögliche Rissbildung bei der Integration in das Modul durch Laserschweißen zu untersuchen. Daher wurde eine 10 µm dicke Membran in das bereits bestehende Folienstack-Design integriert. Mit den bereits etablierten Schweißparametern wurde eine ähnliche Leckagerate erreicht wie mit der dünneren 5 µm Membran. Aus dieser Untersuchung kann geschlussfolgert werden, dass keine Verbesserung der Startselektivität der Membran erreicht werden kann. Dennoch konnte ein enormer Unterschied in der Langlebigkeit festgestellt werden. Während die 5 µm Membran nach 2 Wochen ihre Funktion verloren hat, war die 10 µm Membran nach 5 Monaten noch intakt.

Des Weiteren wurde, um detailliertere Erkenntnisse über die Stabilität der Trennleistung der Membran zu gewinnen, ein Langzeitversuch durchgeführt, in welchem eine 10 µm dicke $Pd_{77}Ag_{23}$-Membran für 52 Tage unter Wasserstoff (Qualität 5.0) betrieben wurde. Es konnte eine Zunahme des transversalen H_2-Flusses über die Zeit beobachtet werden. Dabei nahm die Permeanz der Membran um mehr als 25 % zu Mögliche Ursachen sind, dass die Phasenumwandlung der Membran sehr langwierig ist oder ein Anstieg des transversalen Flusses durch die Bildung von Defekten in der Membran auftritt. Da die an das LOHC System angepasste Betriebstemperatur der Membran mit 300 – 330 °C im Vergleich zur Literatur (400°C - 600°C) eher niedrig ist, ist eine unvollständige Phasenumwandlung nicht auszuschließen. Die Ausbildung von Defekten wird im Gegensatz dazu bei den milden Betriebsbedingungen nicht erwartet und konnte bei der Analyse einer für 200 Tage unter Wasserstoff und Produktgas betriebenen Membran mittels Rasterelektronenmikroskop (REM) nicht beobachtet werden (Abbildung 2). Auf den Aufnahmen ist jedoch zu erkennen, dass die Membran durch die anliegende Druckdifferenz von Δp = 3 bar in das Mikrosieb gedrückt wird und sich plastisch verformt. Dies

führt zu einer Oberflächen- und folglich Permeabilitätszunahme der Membran und die assoziierte Flächenzunahme ist daher eine weitere mögliche Ursache für den steigenden transversalen H_2 – Flusses.

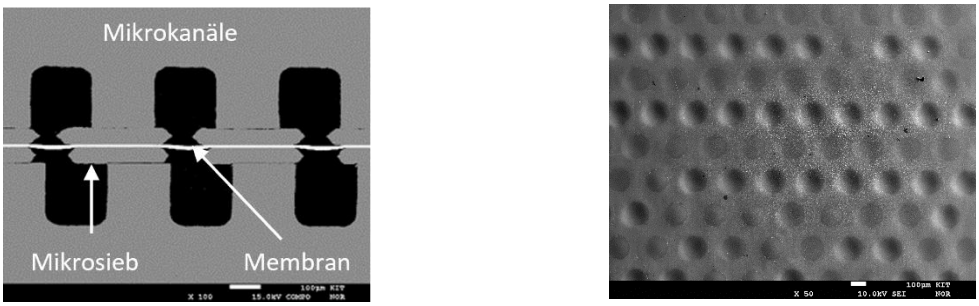


Abbildung 2: Links: Querschnitt des Membranmoduls (TOS = 200 Tage) mit unbedecktem und abgestütztem Abschnitt der Membran, Rechts: Aufnahme der $Pd_{77}Ag_{23}$-Membran von Oben, der Abdruck des Mikrosiebs ist deutlich zu erkennen.

Tabelle 1 zeigt für unterschiedliche Betriebsdauer die ermittelten Sievert Exponenten, die sich kaum vom Wert 1 unterscheiden. Dies legt nahe, dass auch nach 52 Tagen noch kein stationärer Wert vorliegt.

Tabelle 1: Gefittete Sievert Exponenten für jede TOS.

	10 Tage	32 Tage	52 Tage
Sievert Exponent n	1	0,965	0,967

Außerdem lässt sich aus dem Sievert Exponent ableiten, dass die Diffusion durch die Membran nicht der geschwindigkeitsbestimmende Schritt ist, sondern einer der Schritte Stofftransport oder der Oberflächenprozesse, wie Adsorption und Dissoziation bzw. Rekombination und Desorption des Wasserstoffes. Dies legt auch nahe, dass die Oberflächenzusammensetzung beziehungsweise der Belegungsgrad maßgeblich den Wasserstofftransport beeinflusst.

Um die Permeabilität der Membran zu erhöhen und den stabilen Betriebspunkt schneller zu erreichen, wird in der Literatur die Vorbehandlung der PdAg-Membranen mit Sauerstoff vorgeschlagen. So wurde eine Versuchsreihe gestartet, in welcher die Membran zu Beginn mit Sauerstoff vorbehandelt wird. Dazu wurde die Membran nach dem Aufheizen und Quellen unter Wasserstoff beidseitig mit Sauerstoff gespült. Die Behandlung der Membran mit Sauerstoff soll einerseits die Adsorptionskinetik verbessern und andererseits die Membranoberfläche von Verunreinigungen befreien. Zuvor muss der Wasserstoff jedoch vollständig aus dem System ausgetragen werden. Dazu wurde die Membran beidseitig bei 1 bar mit Stickstoff gespült. Bei diesem Vorgang riss die Membran wiederholt. Dieser Effekt wurde nun schon öfter bei dieser Art des Spülens mit N_2 beobachtet.

Beim Wechsel auf Stickstoff wird der atomare Wasserstoff aus dem Palladium Gitter entfernt. Es liegt nahe, dass durch die hohe Wasserstoffpartialdruckdifferenz und folglich schnellen Desorption des Wasserstoffes mechanische Spannungen in der Membran entstehen, die zur Rissbildung führen. Zudem ist denkbar das die Membran sensibel auf negative Druckdifferenzen reagiert, da die Membran durch die Druckbelastung unter Betriebszustand eine plastische Verformung erfährt. Die Spülprozedur mit Stickstoff wurde daher angepasst. Um die Wasserstoffentfernung aus dem Palladiumgitter zu verlangsamen, wurde stufenweise eine H_2/N_2-Mischung aufgebeben, wobei der Stickstoffanteil erhöht wird. Zudem wurde durch verbleibende Drosselung auf der Feedseite sichergestellt, dass die Druckdifferenz zwischen Retentat- und Permeatseite erhalten bleibt. Mit der so angepassten Spülprozedur blieb die Membran beim Wechsel auf Stickstoff intakt.

Im Rahmen des Projektes wurde sich zudem mit der Reproduzierbarkeit des Laserschweißens des Membranmoduls beschäftigt. Die Analyse der internen und externen Leckageraten der bereits gefügten Membranmodule zeigte, dass die Reproduzierbarkeit des Schweißens des Moduls weiter verbessert werden muss. Dieser Aspekt ist besonders im Hinblick auf den skalierten Membrantrenner von Bedeutung, in welchen 10 Membranmodule eingesetzt werden sollen. Es wurde als mögliches Problem beim Fügen der Membranmodule das Auftreten von Luftspalten durch unzureichende Pressung des Stacks aus mikrostrukturierten Platten, Mikrosieben sowie der Pd/Ag Membran identifiziert. Um dieses Problem zu

beheben, wurde daher zur Fixierung der Module beim Fügen eine Schweißvorrichtung konstruiert und gefertigt (siehe Abbildung 3).

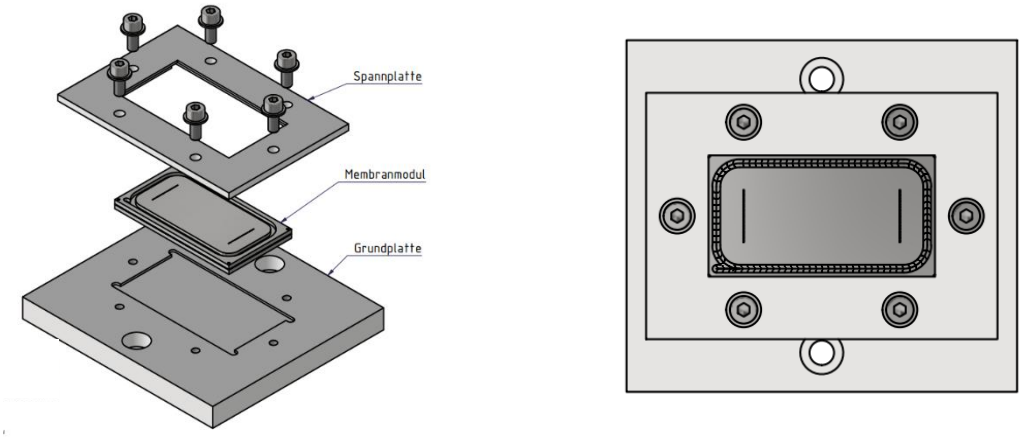


Abbildung 3: Links: Explosionszeichnung der Schweißvorrichtung; Rechts: Draufsicht auf das in die Vorrichtung eingespannte Membranmodul, mit dem neuen Auslauf unten links.

Durch diese kann der Luftspalt zwischen mikrostrukturierten Platten, Mikrosieben und PdAg-Membran möglicherweise reduziert und die Qualität der Schweißnaht verbessert werden. Des Weiteren wurde die Schweißnut auf der mikrostrukturierten Platte um einen Auslauf ergänzt (siehe Abbildung 3 rechts). Durch den so erzeugten Versatz des Ein- und Austrittspunkts des Lasers kann ein erhöhter Energieeintrag an einem Punkt der Schweißnaht vermieden werden. Ein Modul mit Mikrosieben mit der neuen Schweißvorrichtung gefügt. Dabei konnte jedoch keine merkliche Verbesserung im Hinblick auf die erzielte interne und externe Leckrate beobachtet werden. Eine Aussage über die Verbesserung kann also nur über die Ausschussquote getroffen werden. Untersuchungen der Querschliffe der Module mit Mikrosieb lassen vermuten, dass die Membran an der Schweißnaht trotzdem nicht fehlerfrei eingebunden wird (siehe Abbildung 4).

<u>Membranmodul ohne Mikrosieb:</u> Um die zur Wasserstoffabtrennung zur Verfügung stehende Membranoberfläche und somit den Gesamtfluss bei gleichbleibendem Materialeinsatz zu erhöhen, wurde ein neues Membranmodul ohne Mikrosiebe entworfen und getestet. Dieses weist durch den Verzicht der Mikrosiebe bei gleichbleibendem Palladiumverbrauch eine um 58 % erhöhte effektive Membranoberfläche auf. Die 10 µm dicke Pd/Ag Membran befindet sich auch hier zwischen zwei mikrostrukturierten Platten und wird durch Laserschweißen in das Modul integriert. Um die Membran zu stabilisieren wurde die Anzahl der Mikrokanäle der Modulplatten von 34 auf 89 erhöht und deren Kanalbreite von 0,2 mm auf 0,1 mm erniedrigt.

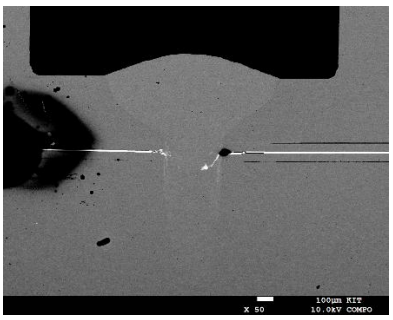


Abbildung 4: Querschliff der Schweißnaht des Moduls, zu erkennen ist eine Pore (schwarz) direkt am Übergang der Pd/Ag-Membran (weiß) in die Schweißnaht.

In ersten Versuchen wurden die mikrostrukturierten Platten zunächst durch Elektropolieren entgratet und anschließend durch Laserschweißen ohne Schweißmaske gefügt (diese war zu diesem Zeitpunkt noch nicht verfügbar). Beim Einbau der so geschweißten Module in den Membranadapter riss die Membran jedoch wiederholt. Als Ursache wurde die Unebenheit und die Verspannung der Platten beim Einschweißen der Membran in Erwägung gezogen. Um die Spannungsfreiheit und Ebenheit der mikrostrukturierten Modulplatten des Membranmoduls ohne Mikrosieb nach der Strukturierung zu verbessern und den Pressbedarf beim Laserschweißen zu mindern wurden die Modulplatten daher bei 600 °C unter Schutzatmosphäre spannungsarmgeglüht und anschließend geläppt. Beim Laserschweißen wurden die Module zudem durch die neue Schweißmaske fixiert. Der in Abbildung 5 dargestellte Vergleich der Querschliffe des so neu gefügten und ursprünglichen Moduls unter dem Rasterelektronenmikroskop zeigte eine deutliche Verbesserung der

Stabilisierung der Membran durch das Läppen der Mikrokanäle. Dennoch riss die Membran bei der Integration der so gefügten Module in den Membranadapter ebenfalls wiederholt.

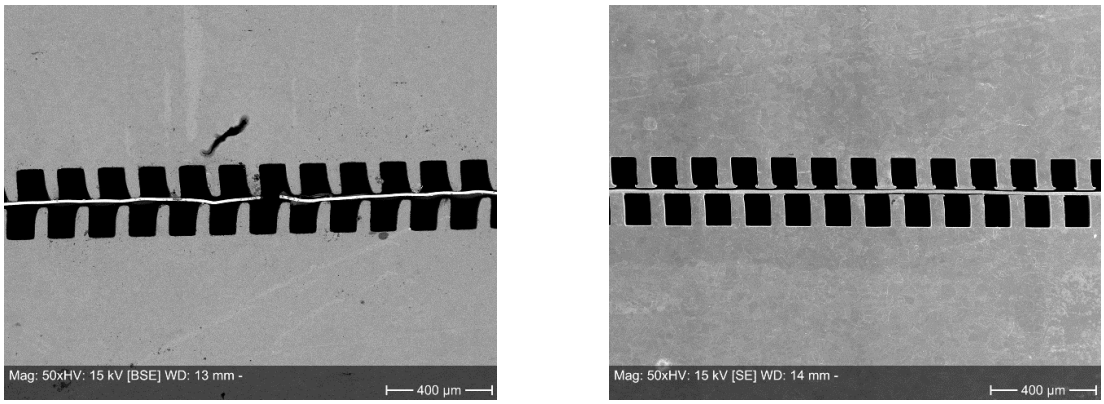


Abbildung 5: Links: Querschliff des elektropolierten Membranmoduls, Rechts: Querschliff des spannungsarmgeglühten und geläppten Membranmoduls.

Auch Änderungen am Membranadapter, welcher unter anderem durch verbesserte Einbindung der Graphitdichtungen den Pressdruck auf das Membranmodul mindert und gleichmäßiger den Pressdruck verteilt, führte ebenfalls zu keiner Verbesserung der Funktionsfähigkeit der Module.

Im Vergleich zu den mit Mikrosieben gefügten Modulen erzielten die Module im Schnitt deutlich höhere interne Leckraten (mehr als 10^{-4} mbar l s^{-1}). Auch konnten bei einigen der Module Einfallstellen auf der Schweißnaht beobachtet werden (siehe Abbildung 6 links oben). Zudem konnten Poren in der Schweißnaht beobachtet werden (Abbildung 6 rechts oben). Auch der Versuch die Membran durch Wechsel auf Elektronenstrahlschweißen und damit unter Vakuum besser in das Modul zu integrieren bleib erfolglos. Die Integration der Membran durch Laserschweißen wurde zudem im Applikationslabor bei Trumpf untersucht. Dort konnten die oben beschriebenen Effekte der Porenbildung in der Schweißnaht (siehe Abbildung 6 rechts oben), sowie Einfallstellen auf der Naht (siehe Abbildung 6 rechts unten) ebenfalls beobachtet und nicht behoben werden.

Institut für Mikroverfahrenstechnik | Trumpf

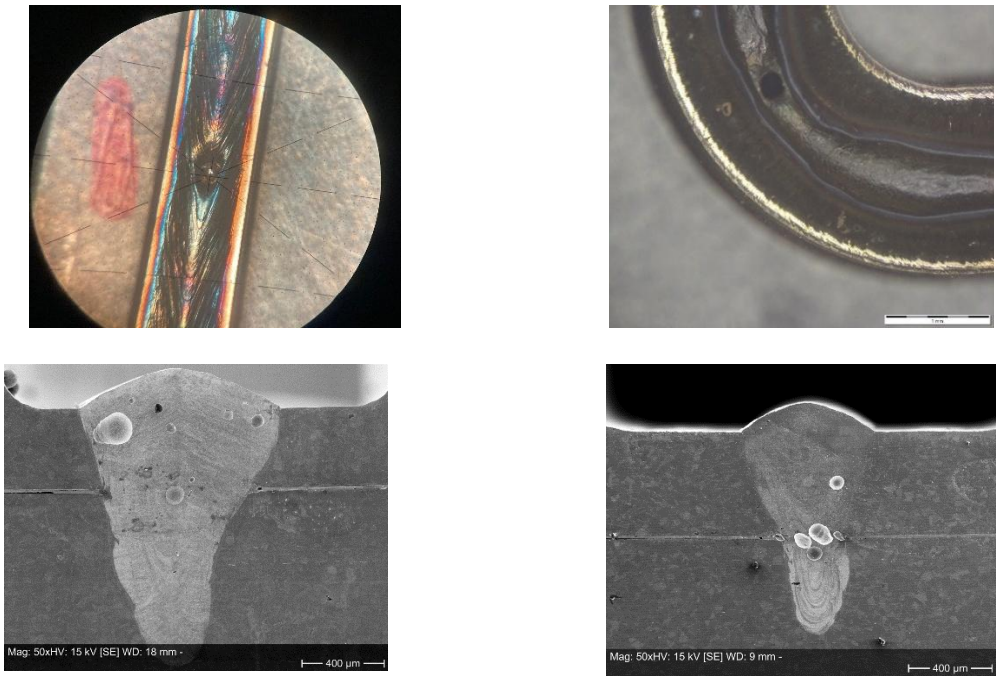


Abbildung 6: Links oben: Einfallstelle auf der Schweißnaht beobachtet am KIT; Rechts oben: Einfallstelle auf der Schweißnaht beobachtet bei Versuchen im Applikationslabor von Trumpf; Links unten: Querschliff eines am KIT gefügten Moduls; Rechts unten: Querschliff eines von Trumpf gefügten Moduls; Beide Querschliffe zeigen deutliche Porenbildung.

Es wird vermutet, dass trotz der Vorbehandlung der Membranplatten und Fixierung der Module mittels Schweißmaske der Luftspalt zwischen der 10 µm dicken Pd/Ag Membran und den Modulplatten nicht verhindert werden kann. Dies führt zu einer minderen Qualität der Schweißnaht. Die Mikrosiebe verbessern sowohl die Integration der Membran beim Laserschweißen, als auch dessen Stabilität beim Einbau und Betrieb. Auf Grund der hier aufgeführten Ergebnisse wurde daher das neue Moduldesign ohne Mikrosiebe verworfen.

Der Meilensteine M1.1 “Eine geeignete Membran wurde gefunden und ausgewählt“ wurde erreicht. Die in diesem Zuge erarbeiteten Ergebnisse wurden veröffentlicht: Alexander Wunsch, Ellen Gapp, Thijs Peters, Peter Pfeifer, Impact of product gas impurities from dehydrogenation of perhydro-dibenzyltoluene on the performance of a 10 µm PdAg-membrane, Journal of Membrane Science 628 (2021) 119094, doi: 10.1016/j.memsci.2021.119094.

AP1.2b, Subtask 1.2: Verschaltung von Mikroreaktor und Membran

Meilensteine in der Subtask: keine

Mikrostrukturierter Radialflussreaktor: Im Rahmen der Studie zur Bestimmung kinetischer Parameter der Dehydrierung des LOHC Perhydrodibenzyltoluol am neuen sphärischen Katalysator EleMaxD102 im mikrostrukturierten Radialflussreaktor konnte ein starker Einfluss der Qualität des Edukts auf die Effektivität der Dehydrierung beobachtet werden. Bei der Erstdehydrierung zweier vollständig hydrierter Feeds unterschiedlicher Bezugsquellen (Feed A & Feed B) zeigte sich, dass sowohl die Produktivität des Katalysators als auch die Qualität des freigesetzten Wasserstoffes bei der Dehydrierung der beiden Edukte stark unterschiedlich ausfiel.

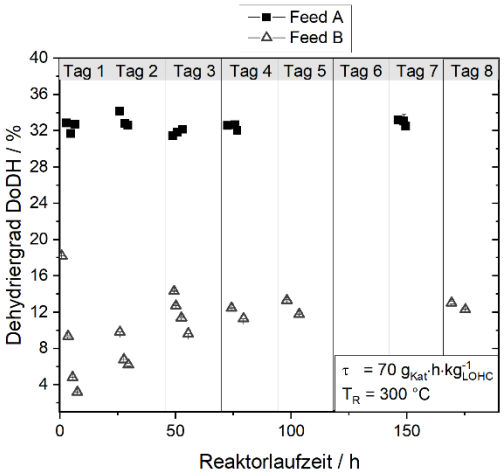


Abbildung 7: Einlaufphasen des Katalysator EleMax D102 bei Betrieb des mikrostrukturierten Radialflussreaktors mit Feed A bzw. Feed B.

Abbildung 7 zeigt die Einlaufphasen des Katalysator EleMaxD102 (Pt/Al_2O_3, d_P=100–200 µm) beim Betrieb des Reaktors mit Feed A & Feed B (Tabelle 2). Beide Feeds wurden in frischen unverdünnten Katalysatorschüttungen im mikrostrukturierten Reaktor dehydriert; dies entspricht in beiden Fällen dem ersten Zyklus der Entladung.

Tabelle 2: Stoffmengenanteile ($\tilde{x}$), sowie Hydrierungsgrad (DoH = Degree of Hydrogenation) der verwendeten Feeds A und B.

	$\tilde{x}_{0H-DBT}$	$\tilde{x}_{6H-DBT}$	$\tilde{x}_{12H-DBT}$	$\tilde{x}_{18H-DBT}$	DoDH / %
Feed A	0,0011	0,0005	0,00008	0,9975	99,80
Feed B	0,0125	0,003	0,0141	0,9821	98,13

Im Gegensatz zu Feed A ist bei Dehydrierung des Feed B eine starke Anfangsdeaktivierung des Katalysators zu beobachten, bei welcher der Dehydriergrad und somit die Produktivität des Katalysators um 36 % abnimmt. Bei Betriebsbedingungen von 300 °C, 4 bar und 70 g_{Kat} h kg_{LOHC}^{-1} konnte bei der Dehydrierung des Edukts B ein Dehydriergrad von 12.2 % (Tag 8) und bei der des Edukts A ein Dehydriergrad von 32.6 % (Tag 7) erzielt werden. Die Katalysatorproduktivität bei Dehydrierung des Feed A ist somit bei gleichen Betriebsbedingungen dreimal so hoch. Auch für die Variation von Verweilzeit τ und Reaktortemperatur T_R konnten bei der Dehydrierung des Feed A stets höhere Umsätze erzielt werden. Da beide Feeds nahezu vollhydriert sind und

sich in Ihrer Isomerzusammensetzung (0H-, 6H, 12H, & 18H-DBT), welche mittels Hochleistungsflüssigkeitschromatographie bestimmt wurde, kaum unterscheiden (siehe Tabelle 2), ist eine so starke Diskrepanz der erzielten Dehydriergrade/ Umsätze ungewöhnlich.

Zur Validierung der für Feed A & B gewonnenen experimentellen Ergebnisse (Tabelle 3) wurden daher Reproduktionsversuche durchgeführt. In Tabelle 3 sind die Dehydriergrade der Einlaufphase der in Abbildung 7 dargestellten vorhergegangenen Versuche (Versuchsreihe 1) den Reproduktionsversuchen (Versuchsreihe 2) für die Dehydrierung von Feed A und Feed B gegenübergestellt.

Tabelle 3: Übersicht der in den beiden Versuchsreihen erzielten Dehydriergrade bei einer Reaktortemperatur von 300 °C.

		Verweilzeit τ [$g_{Kat} \cdot h \cdot kg_{LOHC}^{-1}$]	Dehydriergrad Reaktion DoDH [%]
Feed A	Versuchsreihe 1	72	32,6
	Versuchsreihe 2	72	32,0
Feed B	Versuchsreihe 1	67	12,19
	Versuchsreihe 2	72	11,59

Es ist zu erkennen, dass sich die Ergebnisse der Versuchsreihe 1 für beide Feeds gut reproduzieren lassen. Im Hinblick auf die starke initiale Deaktivierung und niedrigere Aktivität des Katalysators bei Verwendung des Feeds B, liegt daher die Vermutung nahe, dass dieser Verunreinigungen enthält, die als Katalysatorgift agieren.

Die Analyse des wasserstoffreichen Produktgases mittels des neu installierten Fourier-Transform-Infrarotspektrometer (FTIR) zeigt, dass bei der Dehydrierung des Edukt B eine deutlich höhere Konzentration an Nebenprodukten im Gas vorhanden ist. Insbesondere das Katalysatorgift Kohlenstoffmonoxid ist im Produktgas des Feeds B in der 30-fachen Menge vorhanden (siehe Abbildung 8, links).

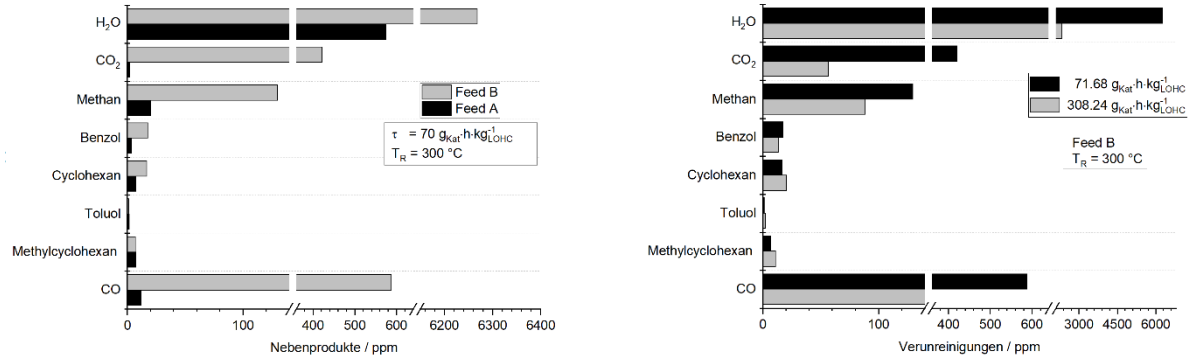


Abbildung 8: Im wasserstoffreichen Produktgas mittels Fourier-Transform-Infrarotspektrometer (FTIR) detektierte Verunreinigungen; Links: Bei der Dehydrierung des Feed A und Feed B bei gleichen Betriebsbedingungen; Rechts: Bei der Dehydrierung des Feed B bei unterschiedlichen Verweilzeiten τ.

Der Sauerstoff zur Bildung des CO kann hierbei über unterschiedliche Quellen in das Reaktionssystem gelangen. Wasser in den Poren des Pt/Al_2O_3 Katalysators als auch Sauerstoff vom Support Al_2O_3 können als Sauerstoffquellen fungieren. Da der in diesem Projekt verwendete Katalysator jedoch bei 300 °C 48 h lang unter Wasserstoff getrocknet und reduziert wurde, können diese beiden Quellen ausgeschlossen werden. Wahrscheinlicher ist der Eintrag des Sauerstoffs über das Edukt. Das im Perhydrodibenzyltoluol enthaltene Wasser, als auch beim Herstellungsprozess entstandene und im PDBT enthaltene Oxygenate können als Sauerstoffquelle fungieren. Durch Sättigung des Perhydrodibenzyltoluol mit O^{18} markiertem Wasser konnten Bulgarin et al. nachweisen, dass CO zwar aus dem im LOHC gelösten H_2O über die Dampfreformierung gebildet wird, ein Großteil des detektierten CO jedoch aus einer anderen Quelle stammt. Sie kamen zu dem Schluss, dass CO hauptsächlich durch die Decarbonylierung von Oxygenaten entsteht.

Sind Oxygenate im LOHC vorhanden entsteht durch deren Decarboxylierung zudem CO_2. Dass Kohlendioxid mit 420 ppm in einer deutlich höheren Konzentration im Feed B als im Feed A (2 ppm) im Produktgas detektiert werden kann, deutet ebenfalls auf die Präsenz von Oxygenaten im Ausgangsmaterial hin. Die Vermutung,

dass Oxygenate durch den Herstellungsprozess im vollhydrierten Edukt bereits vorhanden sind, wird durch die Analyse des bei der Dehydrierung von Feed B freigesetzten Produktgases bei unterschiedlichen Verweilzeiten bekräftigt.

Abbildung 8 (rechts) zeigt die Konzentration der detektierten Verunreinigungen für eine Verweilzeit von 71,68 und 308,24 g_{Kat} h kg_{LOHC}^{-1} bei einer Reaktortemperatur von 300 °C. Die Konzentration an CO und CO_2 ist im Falle der höheren Verweilzeit für alle Komponenten geringer. Da das LOHC für beide Verweilzeiten im identischem Aufbau dehydriert wurde, ist die Katalysatormasse in beiden Versuchen gleich. Folglich wurde bei der hohen Verweilzeit ein niedrigerer Massenstrom an LOHC gefördert, was die Theorie das der Sauerstoff mit dem Edukt in das Reaktionssystem eingetragen werden bestätigt. Eine Quantifizierung der sauerstoffhaltigen Komponenten im LOHC konnte bisher nicht erfolgen, an Techniken zur Quantifizierung wird über die Projektlaufzeit hinaus gearbeitet.

Der Versuch Unterschiede in der Zusammensetzung der Edukte A und B mittels H-NMR Spektroskopie und GC-MS Messungen zu bestimmen, erwies sich ohne die Kenntnisse möglicher zu bestimmenden Nebenkomponenten bei der komplexen Zusammensetzung des Materials als Herausforderung. Um einzugrenzen welche Stoffe im technischen Perhydrodibenzyltoluol die Katalysatordeaktivierung und Nebenproduktbildung verursachen und diese ggf. im Edukt nachzuweisen zu können, wurden daher neben der Produktgasqualität mögliche Deaktivierungsmechanismen des Katalysators analysiert. Im vorgestellten Reaktionssystem kann eine Deaktivierung des verwendeten Pt/Al_2O_3 Katalysators zum einen durch die Chemisorption von unerwünschten Spezies (Vergiftung) und/ oder zum anderen durch „Fouling“ stattfinden. Mögliche Katalysatorgifte stellen Kohlenstoffmonoxid (im Produktgas vorhanden), sauerstoffhaltige Komponenten und Chlor dar, wobei letzteres durch den industriellen Herstellungsprozess noch im technischen Perhydrodibenzyltoluol vorhanden sein kann. Im technischen Perhydrodibenzyltoluol vorhandene Leichtsieder (Benzol, Toluol…), sowie das Perhydrodibenzyltoluol selbst, können zudem durch Zersetzung oder Kondensation Koks bilden, welches die aktiven Katalysatorstellen, Poren oder Hohlräume des Katalysators blockiert und diesen so deaktiviert („Fouling“). Des Weiteren kann die Disproportionierung von CO zur Ablagerung von Kohlenstoff auf dem Katalysator führen.

Um besonders Leichtsieder und Wasser zu entfernen und die Aktivität zur Dehydrierung zu verbessern, wurde ein Versuch unternommen, dass technische Perhydrodibenzyltoluol vorzubehandeln. Dazu wurde das PDBT bei 10 mbar bei 55°C für ca. 12 h im Rotationsverdampfer entgast und anschließend bei 80°C für 24 h bei Umgebungsdruck mit N_2 gestrippt. Es konnte eine starke Ausgasung des Materials bei der Behandlung im Rotationsverdampfer beobachtet werden. Die Analyse des Stippgases Stickstoff mittels Fourier-Transform-Infrarotspektrometer zeigte zudem einen starken Rückgang der Anteile aller Leichtsieder < 3 ppm_v im Strippgas. Ausschließlich der Wasseranteil sank nicht unter 1100 ppm, was auf die Gasversorgung über ein stark verzweigtes Verteilnetz zurückgeführt wird. Bei der anschließenden Dehydrierung des technischen und vorbehandelten Perhydrodibenzyltoluol im mikrostrukturierten Radialflussreaktor konnte jedoch kein positiver Effekt der Vorbehandlung auf die Katalysatorproduktivität festgestellt werden. Sowohl das technische, als auch das vorbehandelte PDBT deaktivierten den Katalysator bei entsprechender Laufzeit des Versuchs nahezu vollständig. Da der Produktgasvolumenstrom für die Dehydrierung beider Edukte kontinuierlich über die Versuchszeit absinkt und somit kein stabiler Betriebspunkt erreicht werden konnte, ist ein quantitativer Vergleich der mittels FTIR gemessenen Volumenanteile (ppm_v) der Nebenprodukte nicht möglich. Der Volumenanteil an sauerstoffhaltigen Komponenten CO, CO_2 und H_2O innerhalb der gesamt gemessenen Nebenprodukte im Produktgas lag jedoch auch für das vorbehandelte PDBT stets über 0,95 ppm_v.

Des Weiteren wurden die Katalysatoren der Dehydrierung von Feed A und Feed B, sowie eine Probe des frischen Pt/Al_2O_3 Katalysators mittels Thermogravimetrischer Analyse (TGA) vermessen. Um die Menge der Ablagerungen auf dem Katalysator zu bestimmen, wurde der Massenverlust der drei Proben bei gleichzeitiger Temperaturerhöhung unter Stickstoff und Sauerstoff aufgezeichnet (siehe Abbildung 9). Vor allem bei der Temperaturerhöhung unter Stickstoff unterschied sich der Massenverlust der Proben deutlich. Der frische Katalysator verlor insgesamt 2,7 % seiner ursprünglichen Masse, wobei 95 % der Massenabnahme im Temperaturbereich 1 zwischen 35 - 220°C unter N_2 stattfindet. Die Abnahme ist auf den Verlust von Wasser zurückzuführen, welches aufgrund der Lagerung unter Umgebungsbedingungen am Katalysator vorhanden ist. Dabei entspricht die Massenabnahme des aktiveren Katalysators (Feed A) in Temperaturbereich 1 der Massenabnahme des frischen Katalysators. Der benutze, noch aktive Katalysator (Feed A) verliert zudem im

Temperaturbereich 2 zwischen 380 - 600°C an Gewicht. In diesem Bereich findet die thermischen Zersetzung, Verdampfung und Desorption von Komponenten auf dem Katalysator statt. Der Gewichtsverlust in Temperaturbereich 2 ist für den deaktivierten Katalysator (Feed B) nochmal deutlich stärker ausgeprägt, was auf eine höhere Belegung des Katalysators durch Nebenprodukte hindeutet. Diese Vermutung wird durch die deutlich geringere Massenabnahme des deaktivierten Katalysators in Temperaturbereich 1 bekräftigt. Der geringere Massenverlust an Wasser lässt zudem schlussfolgern, dass die Ablagerungen aktive Katalysatorstellen für die Anlagerung von Wasser belegen. Welche Ablagerungen unter Stickstoff von dem Katalysator zu Massenverlust führen, konnte im Projektverlauf nicht ermittelt werden. Es ist festzuhalten, dass die Qualität des Edukts nicht nur die Produktgasqualität, sondern auf die Aktivität des Katalysators und folglich die Effizienz der Dehydrierung stark beeinflusst.

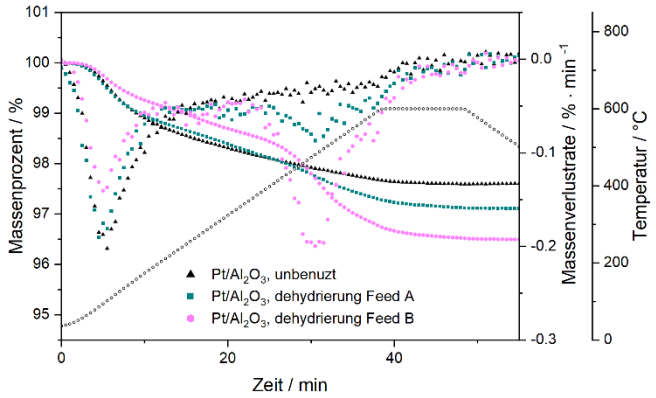


Abbildung 9: Massenverlust der drei Katalysatorproben unter Stickstoff.

<u>Serienschaltung von Radialflussreaktor und Membran:</u> Mit dem gekoppelten System aus mikrostrukturierten Radialflussreaktor und Membranmodul (mit Mikrosieben) wurde ein Langzeitexperiment durchgeführt. Dabei wurde Perhydrodibenzyltoluol bei einer Temperatur von 330 °C und einer Verweilzeit von 52 kg_{Kat} h m^{-3} im mikrostrukturierten Radialflussreaktor dehydriert. Der Systemdruck von 4 bar wurde über ein Druckhalteventil geregelt und konstant gehalten. Im gekoppelten Betrieb wurde ein Teil des Produktgasvolumenstroms als Retentat abgeführt. Die Phasentrennung des aus dem Reaktor austretenden 2-phasigen Produktstroms fand bei Raumtemperatur in einem nachgeschalteten Abscheider statt. Der Produktgasstrom wurde in das nachgeschaltete Membranmodul geleitet, welches bei einer Temperatur von 300 °C betrieben wurde. Bei der im Membranmodul mit Mikrosieben geträgerten Membran handelte es sich um eine gesputterte PdAg-Membran mit einer Stärke von 10 µm. Das System konnte in gekoppelter Fahrweise für einen Zeitraum von 500 h (21 Tage) erfolgreich betrieben werden. Mit Blick auf die Trennleitung der Membran wurden über den Gaschromatograph im Produktgas Verunreinigungen von Methan (50 ppm), sonstiger Kohlenwasserstoffe (250 ppm) und CO (<10 ppm) gemessen. Wie in Abbildung 10 erkennbar beeinflussen diese Nebenprodukte im Produktgas die Trennleistung der Membran sehr stark. Nach einer Kopplungsdauer von 500 h kann die Membran lediglich 10,5 % des ursprünglichen Permeatvolumenstroms abtrennen. Besonders innerhalb der ersten 32 h der Kopplung ist ein starker Rückgang der Trennleistung um etwa 50 % erkennbar, welcher auf die Belegung der Oberfläche mit Kohlenwasserstoffen zurückgeführt wird. Die anschließende lineare Abnahme legt die Vermutung nahe, dass die Membran durch Kohlenstoffmonoxid langsam vergiftet wird.

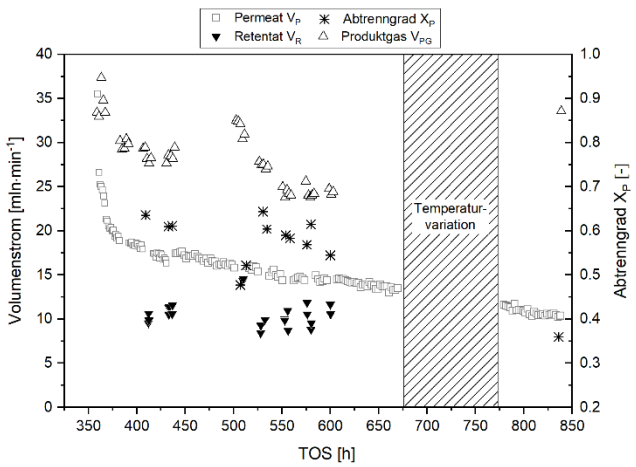


Abbildung 10: Zeitlicher Verlauf der bestimmten Permeat-, Retentat- und Produktgasvolumenströme und der daraus errechneten Abtrenngrade. Der schraffierte Bereich entspricht dem Zeitraum, in welchem die Temperaturvariation der Membran durchgeführt wurde.

Nach zweiwöchiger Beaufschlagung mit Produktgas wurde über eine Variation der Membrantemperatur (gekoppelter Betrieb) die Membrantransportkinetik der verunreinigten Membran bestimmt. Diese wurde mit der mit Reingas ermittelten Membrantransportkinetik verglichen, welche vor der Kopplung von Reaktor und Membran ermittelt wurde. Die Ergebnisse sind in Tabelle 4 aufgelistet.

Tabelle 4: Vergleich der Sievertexponenten, präexponentielle Faktoren, Aktivierungsenergien und Permeabilitäten bei 300 °C für Reinwasserstoff und Produktgas.

	n_s [-]	Q_0 [mol m^{-2} s^{-1} Pa$^{-0,875}$]	$E_{a,M}$ [kJ mol^{-1}]	Q(300°C) [mol m^{-2} s^{-1} Pa$^{-0,875}$]
Reingas H_2	0,875	2,684*10^{-7}	12,98	1,761*10^{-10}
Produktgas (Temperaturvariation)	0,875	3,428*10^{-8}	37,89	1,207*10^{-11}

Bereits für die mit Reingas betriebene Membran ist der Wasserstoffffluss durch die Membran adsorptionslimitiert. Beim Vergleich der Permeabilitäten und Aktivierungsenergien wird der stark negative Einfluss der Verunreinigungen auf die Trennleistung der Membran deutlich. Die Permeabilität der verunreinigten Membran bei 300°C ist um 98 % geringer als die der mit Reingas betriebenen Membran zu Beginn. Die Aktivierungsenergie der verunreinigten Membran ist zudem dreimal so hoch.

In der an die Temperaturvariation anknüpfenden Regenerationsphase wurde die Membran über einen Zeitraum von 21 Tagen mit Reinwasserstoff bei 4 bar und 300 °C regeneriert, wobei die Trennleistung der Membran zu 58 % wiederhergestellt werden konnte. Nach 4 Tagen Regeneration trennte die Membran bereits 41 % des ursprünglichen Permeatvolumenstroms ab. Diese starke Anfangsregeneration wird auf die Freigabe der Membranoberfläche durch die Umsetzung der sich darauf befindenden Kohlenwasserstoffe mittels Wasserstoff zurückgeführt. Anschließend nimmt die Membrantrennleistung linear mit der Regenerationszeit zu, wobei schwerer desorbierbare Komponenten langsam freigesetzt werden.

Es wurde zudem die Dead End Betriebsweise des Membranmoduls getestet (Abbildung 11). In dieser wird kein Retentatvolumenstrom abgeführt, wobei sich die Verunreinigungen im Produktgas auf der Retentatseite der wasserstoffpermeablen Membran akkumulieren. Diese können die Trennleistung der Membran beeinflussen. Um zu evaluieren ob die Membran in der Dead-End Fahrweise betrieben werden kann, wurden Membran und Reaktor bei einem Druck von 1,5 bar gekoppelt und der Permeatvolumenstrom und Systemdruck beobachtet. Im Reaktor wurden dabei bei einer Verweilzeit von 52 kg_{Kat} h m^{-3} und einer Temperatur von 330°C Perhydrodibenzyltoluol dehydriert und der Produktgasvolumenstrom auf die 300 °C heiße Membran geführt.

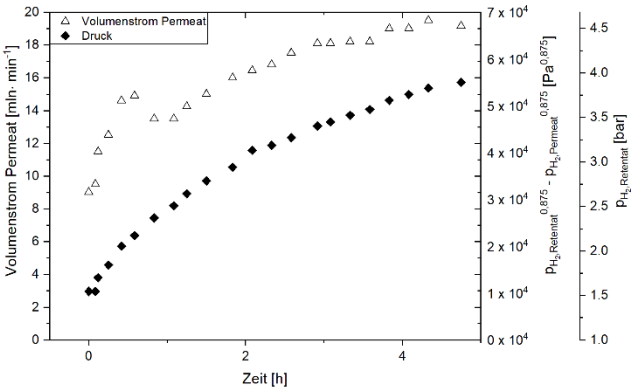


Abbildung 11: Experimentell ermittelter Permeatvolumenstrom, aus experimentellen Daten errechneten Triebkraft und der Retentatdruck über der Dead-End Kopplungszeit.

Es konnte festgestellt werden, dass ein stabiler Dead-End Betrieb der Membran in der beschriebenen Konstellation nicht möglich ist, da das System bei keinem moderaten Druck für einen Abtrenngrad nahe 1 über einen längeren Zeitraum betrieben werden konnte. Die sich akkumulierenden Kohlenwasserstoffe mindern die Trennleistung der Membran durch die Belegung der Membranoberfläche stark.

Zur Reduktion der Kohlenwasserstoffe im Produktgas wurden daher zwei parallel geschaltete Adsorber in den bestehenden Versuchsaufbau zwischen mikrostrukturiertem Radialflussreaktor und Membranmodul integriert

Als Adsorbens wurde ein zylindrisches Aktivkohlegranulat (Ø 1.5 mm) verwendet. Der mikrostrukturierte Radialflussreaktor wurde bei unterschiedlichen Betriebspunkten (T_R = 280 °C – 330 °C, τ = 50 - 200 kg_{Kat} h m^{-3}) mit dem Adsorber gekoppelt, wobei sich die im Produktgas befindlichen langkettigen Kohlenwasserstoffe nachweislich um 98,3 – 99,9% reduzieren ließen (siehe Tabelle 5).

Tabelle 5: Übersicht der im Produktgas und nach dem Adsorber gemessene Konzentration an Kohlenwasserstoffen.

Kohlenwasserstoffe (C_1 basiert, ohne CH_4)		
Limit Brennstoffzelle	Produktgas	Feed Membran
2 ppm	850 - 393 ppm	1 – 12 ppm

Die Detektion der Kohlenwasserstoffe erfolgte mittels Photoionisationsdetektor. Dabei wird die Konzentration der Kohlenwasserstoffe, genormt auf Isobuten, detektiert.

Die Serienschaltung von mikrostrukturiertem Radialflussreaktor, Adsorber und Membranmodul wurde ebenfalls untersucht. Die Kopplung (bei 22 h Betriebszeit der Membran) von Reaktor, Adsorber und Membrantrenner zeigte ein vielversprechendes Ergebnis. Die Membrantrennleistung blieb über die gesamte Kopplungsdauer nahezu konstant.

<u>Analytik:</u> Die Reinheit von Wasserstoff für Brennstoffzellenanwendungen ist nach DIN EN 17124 geregelt. Diese spezifiziert die Qualität des Wasserstoffs für Anwendungen in Straßenfahrzeugen mit PEM-Brennstoffzellen. Eine Analyse des freigesetzten und durch die Membran aufbereiteten Wasserstoffs gemäß der DIN-Norm für Brennstoffzellen war mittels des existierenden Gaschromatograph nicht möglich. Daher wurde im Rahmen des Projektes ein Fourier-Transform-Infrarot Spektrometer (FTIR) beschafft. Dieses wurde Ende Juli 2021 geliefert, an das Versuchssetup angeschlossen und in Betrieb genommen werden. Mit dem Gerät konnten mehrere erfolgreiche Messungen durchgeführt werden.

<u>Mikrostrukturierter Membranreaktor:</u> In der ersten Phase des Kopernikus Projektes P2X wurde ein mikrostrukturierter Membranreaktor im Design erstellt. Dieser wurde in Phase II gefertigt und getestet. Die Explosionszeichnung des Reaktors ist in Abbildung 12 zu sehen.

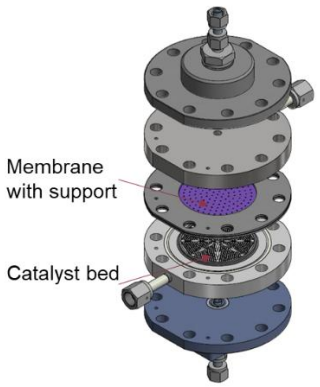


Abbildung 12: Explosionszeichnung des Mikrostrukturierten Membranreaktors. Die Membran mit ihrem mechanischen Support (Mikrosiebe) ist in lila dargestellt. Diese befindet sich im zusammengebauten Zustand unmittelbar über der Mikrostruktur und damit dem Katalysatorbett.

Aufgrund von Temperaturgradienten entlang der Membran beim Aufheizvorgang kam es bei der Inbetriebnahme des Reaktors wiederholt zum Reißen der Membran. Durch eine angepasste Anfahrprozedur konnte die Membran letztendlich den Aufheizvorgang unversehrt überstehen. Beim Start der LOHC Förderung riss die Membran jedoch wiederholt. Eine mögliche Ursache könnte die unzureichende Vorwärmung des LOHC sein, welche wiederum Thermospannungen entlang der Membran induziert. Jedoch konnten auch eine bessere Vorheizung des LOHC, sowie eine Optimierung der Absatzhöhe zwischen Membran und Katalysator nicht verhindern, dass die Membran beim Kontakt mit LOHC riss. Wahrscheinlicher ist, dass die Membran den direkten Kontakt mit dem flüssigen LOHC und somit den schnellen Wechsel des Wasserstoffpartialdruckes nicht verkraftet. Dieser Effekt wurde beim Betrieb des mikrostrukturierten Membranmoduls schon mehrfach beobachtet. Ein zu schneller Gaswechsel auf Stickstoff führte dort wiederholt zum Reißen der Membran. Aufgrund dieser Erkenntnisse wurde das Konzept des mikrostrukturierten Membranreaktors nicht weiterverfolgt.

<u>Scale Up des mikrostrukturierten Radialflussreaktor:</u> Im Rahmen des Projekts wurde an das Design des mikrostrukturierten Radialflussreaktors angelehnt ein neu konstruierter skalierter Radialflussreaktor entworfen. Dieser ist nach dem Stapelprinzip aufgebaut, wobei sich Reaktionsraum- und Wärmeaustauschplatten in Ihrer Reihenfolge abwechseln. Eine Metallfritte dient wieder zur Prävention des Katalysatoraustrags. Der zur Dehydrierung erforderliche Wärmeeintrag in den Reaktor erfolgt über die in den Grundkörper integrierten Wärmeaustauschplatten mittels eines Wärmeträgerfluides.

Der skalierte Radialflussreaktor wurde gefertigt und besitzt eine Auslegungsseitige Kapazität mit den geplanten 5 Reaktionsraumplatten bei einem Betriebsdruck von 4 bar, einer maximalen Reaktionstemperatur von 330 °C und einer Verweilzeit von 72 g_{Kat} h kg_{LOHC}^{-1} bei Verwendung des aktuellen Katalysator EleMaxD102 von etwa 0,09 Nm³/h Wasserstofffreisetzung.

<u>Scale Up des Membrantrenners:</u> Es wurde ein skalierter Membrantrenner für den Projektpartner Hydrogenious entworfen und gefertigt. Dieser ist entgegen dem gescheiterten Ansatz der Vergrößerung der Membranfläche aus der ersten Projektphase nun nach dem Numbering-Up und Stapelprinzip aufgebaut. Pro Ebene können hierbei 10 Membranmodule eingesetzt werden, welche bei einer Druckdifferenz von Δp = 3 bar und einer Betriebstemperatur von T = 300°C voraussichtlich etwa 0.015 m^3h^{-1} Wasserstoff abtrennen können. Die Zeichnung des skalierten Membrantrenners ist in Abbildung 13 dargestellt.

Eine Inbetriebnahme des skalierten Membrantrenners konnte jedoch im Projektverlauf leider nicht stattfinden. Grund waren die in Subtask 1.1. beschriebenen Probleme der Reproduzierbarkeit der Schweißung der mikrostrukturierten Membranmodule ohne Mikrosieb. Es konnten aufgrund des hohen Materialverbrauchs keine 10 Module gefertigt werden ohne die verfügbare Menge an Pd/Ag Membranmaterial zu überschreiten.

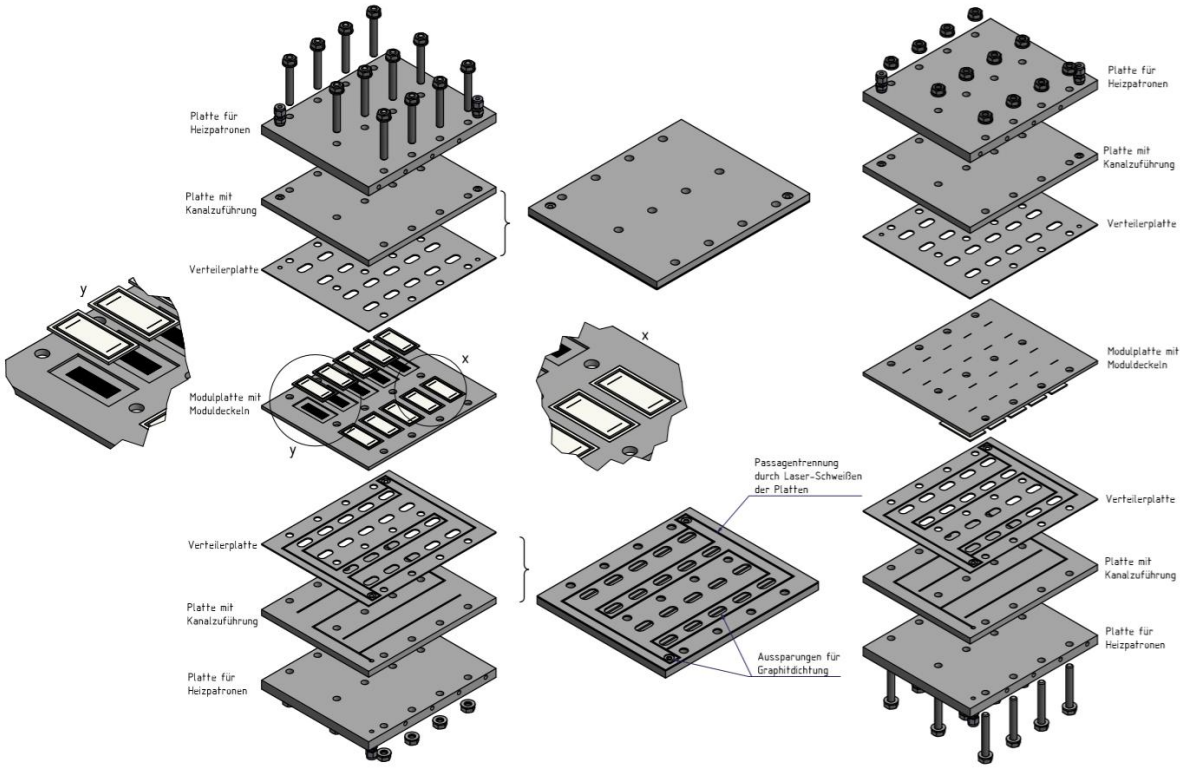


Abbildung 13: Zeichnung des skalierten Membrantrenners in welchen 10 Membranmodule eingesetzt werden können.

AP1.2b, Subtask 1.3: Test neue Katalysatorgeneration

Meilensteine in der Subtask: M1.3 – Die neue Katalysatorgeneration wurde erfolgreich im Membranreaktor getestet.

Die Produktivität und Langlebigkeit des neuen sphärischen Katalysators EleMax D102 (Pt/Al_2O_3, d_P=100–200 µm) wurde im mikrostrukturierten Radialflussreaktor evaluiert. Durch seine sphärische Form soll dieser eine höhere Stabilität der Schüttung und gleichmäßige Strömungsporen in der Zweiphasenströmung erlauben und durch die so bessere Benetzung der Katalysatoroberfläche die Effektivität der Dehydrierung erhöhen. Die im mikrostrukturierten Radialflussreaktor durchgeführten Reaktionsexperimente mit dem neuen sphärischen Katalysator EleMaxD102 und dem existierenden nicht sphärischen Katalysator Clariant #142 (Pt/Al_2O_3, d_P=200–300 µm) zeigen, dass die sphärische Form einen positiven Effekt auf die erzielbare H_2-Aktivität hat. Die Katalysatoraktivität des EleMaxD102 ist sowohl bei 300 °C, als auch bei 280°C um 15,25 % bzw. 20,28 % höher als die des Clariant #142. Aufgrund der unterschiedlichen Partikelgröße ist dabei jedoch zu berücksichtigen, dass vor allem die äußere Oberfläche der Partikel durch einen starken Stofftransporteinfluss an der Reaktion beteiligt ist und im Falle der sphärischen Partikel die äußere Oberfläche größer sein könnte. Da die Druckverluste aber beim sphärischem Katalysator auch bei kleinerer Partikelgröße kleiner ausfallen, ist der neue sphärische Katalysator EleMaxD102 jedoch jederzeit zu bevorzugen.

Eine Evaluation der neuen Katalysatorgeneration im mikrostrukturierten Membranreaktor war jedoch nicht möglich. Die Membran des Membranreaktors riss sowohl beim Druckaufbau, als auch beim Start der LOHC Förderung wiederholt. Bei den Versuchen mit dem mikrostrukturierten Membranmodul konnte bereits beobachtet werden, dass die Membran einen zu schnellen Wechsel des Wasserstoffpartialdruckes schlecht verkraftet. Es wird daher vermutet, dass der direkte Kontakt mit dem flüssigen LOHC zum Defekt der Membran führt.

Der Meilenstein M1.3 – „Die neue Katalysatorgeneration wurde erfolgreich im Membranreaktor getestet“ konnte somit nur partiell erreicht werden, da die Kombination von Reaktor und Membran nicht möglich erscheint. Die neue Katalysatorgeneration wurde jedoch ausgiebig im mikrostrukturierten Radialflussreaktor getestet.

2.2 AP2.2a – Biologische Umwandlung und Anwendung im Bereich der kosmetischen Pflegeprodukte

AP2.2a, Task 2: Entwicklung von Reaktorkonzepten

AP2.2a, Subtask 2.1: Optimierung Hardware

Meilensteine in der Subtask: M3 – Neue Hardwarekonfiguration realisiert

Im Sinne einer Elektrifizierung der chemischen Industrie, bietet die Technologie der Fermentation von Synthesegasen eine neuartige Wertschöpfungskette, auf dem Weg unseren Lebensstandard und -qualität unter Schonung der fossilen Rohstoffe erhalten zu können. Ausgehend von Gasmischungen, sind anaerobe Bakterien (z. B. Clostridia) in der Lage, Fettsäuren und Alkohole zu bilden. Kettenverlängernde Organismen können organischen Säuren und Ethanol in höherwertige Produkte, d. h. organische Säuren mit einer Kettenlänge ≥ C4 umsetzen. Die milden Reaktionsbedingungen (37 °C und Drücke bis 10 bar) und die Vereinfachung der Prozessketten im Vergleich zu den etablierten thermochemischen Verfahren machen diese neue Technologie attraktiv für die Industrie.

In AP2.2a entwickelte das KIT die Reaktionstechnik des Verfahrens über den Stand der Technik hinaus. In Phase I des Kopernikus P2X Projektes konnte gezeigt werden, dass für die Wirtschaftlichkeit des Prozesses ein vollkontinuierliches Fermentationsverfahren vorteilhaft ist. Es zeigte sich auch, dass durch Druckerhöhung der Gasumsatz erhöht werden kann. Die weitere Optimierung der Wirtschaftlichkeit des Prozesses, insbesondere des ersten Prozessschritts (Gas-Flüssig Umwandlung), erfolgt über eine Zellrückhaltung wodurch eine wesentliche Steigerung der Biomassekonzentration (Anzahl der Bakterien im Reaktorvolumen) erreicht wird. Diese Maßnahme wurde kombiniert mit den Parametern Gaszusammensetzung und Druck, sowie Medien betrachtet.

Essentiell für die Wirtschaftlichkeit des Prozesses ist auch die Langzeitstabilität des Prozesses. Bereits während der ersten Förderphase des Projektes hat das KIT erste Langzeitversuche (1000 h) durchgeführt. Im weiteren Verlauf der Experimente (Phase II) hat sich herausgestellt, dass Langzeitversuche essentiell für die Optimierung der Prozessparameter und für das Verständnis des Prozesses sind. Die ersten mehreren hundert Betriebsstunden werden von den Bakterien benötigt, um sich an die speziellen Prozessbedingungen anzupassen, sodass sich ein *Steady State* einstellt. In der Literatur finden sich nur sehr wenige Versuchsdaten, die aus Langzeitprozessen gewonnen werden. Dies führt zu wenig belastbaren Ergebnissen. Das KIT hat sich folglich in der zweiten Förderphase des P2X Projektes ausschließlich auf Langzeitversuche konzentriert um dadurch auch Phänomene (z.B. Schaumbildung) untersuchen zu können, die erst nach weit über 1000 Betriebsstunden auftauchen.

Für die praktische Umsetzung wurden eine Gasmischstation zur flexiblen Dosierung verschiedener Synthesegasmischungen geplant, R&I-Fließschema erstellt und die notwendigen Massendurchflussregler für H_2, CO, CO_2 und N_2 ausgelegt sowie ein druckstabiler Behälters für den Betrieb einer Hohlfiltermembran inkl. eines auf der Reaktorwelle positionierten Impellers zur mechanischen Schaumzerstörung und eines Schaum-abscheiderbehälters bei Prozessdrücken bis 10 bar geplant, konstruiert, gefertigt und erfolgreich in Betrieb genommen. Das entwickelte und implementierte Schaumabscheidersystem erlaubte es auch bei Langzeitversuchen auf die Zugabe von Antischaummitteln in den Reaktor vollständig zu verzichte. Es wurden Versuche mit über 2000 Betriebsstunden durchgeführt – diese Langzeitversuche im vollkontinuierlichen Betriebsmodus ermöglichen eine kinetische Analyse von Wachstum und Produktbildung. Dies ist Voraussetzung, um optimale Betriebsparameter für den Fermentationsprozess für das Scale-up in den industriellen Maßstab zu bestimmen. Weitere Optimierungen einzelner Anlagenkomponenten sowie im Bereich der Analytik (u.a. Hochpräzisions-Spritzpumpe, Mikro-Gaschromatograph, Inline-OD-Sensor) haben die Prozessstabilität erfolgreich verbessert, sodass Versuchslaufzeiten von bis zu 3000 Prozessstunden in kontinuierlicher Fahrweise erreicht werden konnten.

Der Meilenstein M3 wurde damit erreicht.

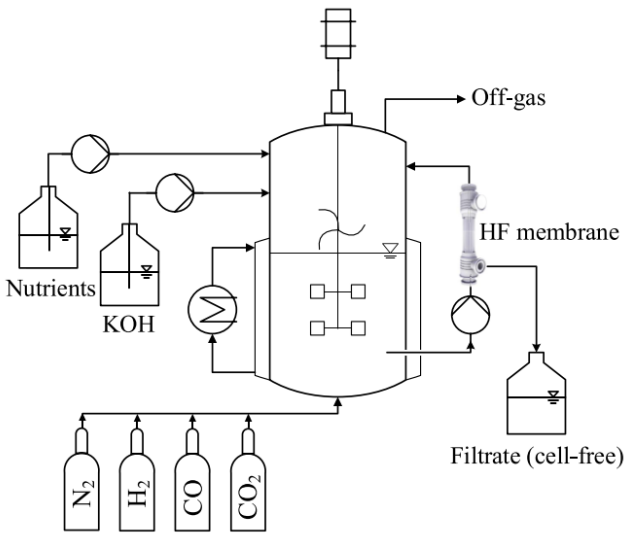


Abbildung 14: Experimenteller Versuchsaufbau für die kontinuierliche Fermentation inkl. Kreuzstromfiltration über Hohlfasermembranen in einem separaten Kreislauf zur Zellrückhaltung. Abb. entnommen aus Perret et al., Ind. Eng. Chem. Res. 62 (2023) 13799.

AP2.2a, Subtask 2.2: Erforschung von Druck und weiteren Prozessparametern zur Bestimmung wirtschaftlicher Prozessgrößen

Meilensteine in der Subtask: keine

Ziel dieser Task war es den Einfluss unterschiedlicher Prozessparameter mittels des experimentellen Aufbaus aus Subtask 2.1 zu untersuchen. Die gewonnenen Ergebnisse lassen sich wie folgt zusammenfassen:

- Bei Zunahme des Leistungseintrages konnte eine stark erhöhte Gas-Flüssig-Stofftransferrate festgestellt werden, industriell wegen des hohen energetischen Aufwandes allerdings nicht wirtschaftlich zu realisieren.
- Eine Erhöhung der Begasungsrate führt zu einer Reduktion des Gasumsatzes und folglich zu einer Inhibierung der Wasserstoffaufnahme wodurch die Prozesseffizienz sinkt.
- Eine Druckerhöhung führt zu einer leichten Erhöhung der Gas-Flüssig-Stofftransferrate, eine CO-bedingte Inhibierung tritt nicht ein und es wird die im Vergleich höchste Produktausbeute erzielt. Eine Prozessdruckerhöhung unter volumenkonstantem Wasserstoffeintrag führt zunächst zu einem deutlichen Anstieg der Ethanolproduktivität und Abfall der Essigsäureproduktivität. Die Wasserstoffaufnahme steigt ebenfalls an. Dieser Zustand ist allerdings nicht langzeitstabil, es folgt eine stetig abnehmende Ethanolproduktivität bei zunehmender Essigsäureproduktivität. Die Wasserstoffaufnahme sinkt. Dieser Trend setzt sich auch bei höheren Prozessdrücken (bis zu 4 bar) fort. Abbildung 15 zeigt exemplarisch die ermittelten Werte der Gasaufnahmerate r, Raum-Zeit-Ausbeuten (STY) und der Zelldichte β einer Versuchsreihe zum Einfluss des Druckes:

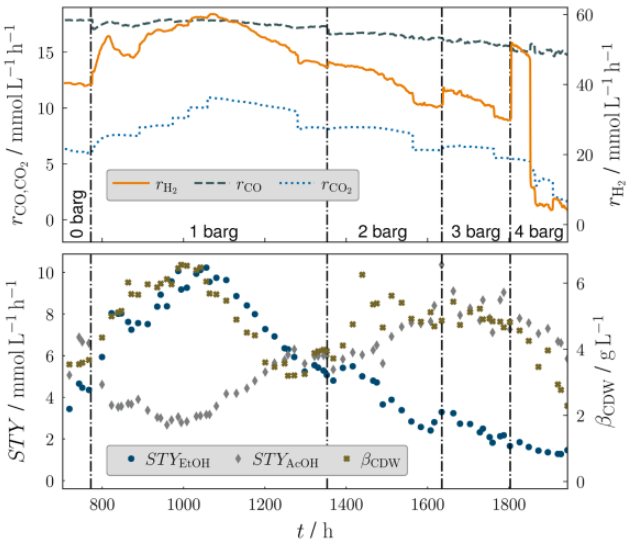


Abbildung 15: Experimentell ermittelte Daten der Gasaufnahmeraten r, Raum-Zeit-Ausbeuten (STY) sowie Zelldichte β über die Versuchsdauer *t*. Abb. entnommen aus Perret et al., Bioresour. Technol. 391 (2024) 129894.

- Der implementierte Zellrückhalt steigert die Zelldichte im Reaktor und erhöht die Konzentration von Ethanol und Essigsäure im Produkt.
  - Die Biomassekonzentration wird durch den Betrieb eines vollständigen Zellrückhaltes im Vergleich zum (kontinuierlich betriebenen Rührkessel (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) ohne Zellrückhalt um bis zu 150 % gesteigert. Die höhere Zelldichte führt zu einer erhöhten Raum-Zeit-Ausbeute der C_2-Produkte (Gesamtanstieg des C2-Produkttiters auf rund 25 g L^{-1} und Anstieg des C2-Raum-Zeit-Ertrags auf 0,75 g L^{-1} h^{-1}).
  - Die Ethanol-Selektivität wird durch den Betrieb eines Zellrückhaltes erheblich gesteigert. Außerdem wird die Raum-Zeit-Ausbeute von Ethanol größer als die Raum-Zeit-Ausbeute von Essigsäure, was zu einer Verschiebung des Produktverhältnisses zugunsten von Ethanol führt.
  - Eine Steigerung der Gasumsätze mit Zellrückhalt kann beobachtet werden.
  - Eine Erhöhung des Feed-Volumenstromes bei betriebener Zellrückhaltung sorgt für einen zusätzlichen Anstieg von Gasverbrauch und Produktkonzentration, hierbei wird der Prozess durch vermehrte Schaumbildung allerdings instabil.
- Einfluss CO-Restwert:
  - Eine Reduktion des CO-Restwertes führt zu einer weniger starken Inhibierung der Hydrogenase (enzymatische Reaktion).
  - Mit abnehmender Inhibierung nehmen die Wasserstoffaufnahme und das Verhältnis Ethanol zu Essigsäure zu.
- Einfluss CO_2-Anteil im Substratgas:
  - Ein inhibierender Einfluss von CO_2, analog zum CO-Restwert, kann nicht beobachtet werden.
  - Eine Reduktion eines im Überfluss zugeführten CO_2-Volumenstroms führt, bei einer weiterhin nicht CO_2-limitierten Gaszufuhr, zu einem Anstieg der Wasserstoffaufnahme und Ethanolkonzentrationen und zu einer Reduktion der Essigsäurekonzentration.
- Eine pH-Wert Absenkung von 5,9 auf 5,7 und 5,5 zusammen mit einem totalen Zellrückhalt führt zu einem Anstieg der Ethanolproduktivität und zu einem erhöhten Ethanol:Essigsäure-Verhältnis. Eine Superposition von Zellrückhalt und pH-Wert Absenkung kann nicht ausgeschlossen werden. pH-Werte kleiner 5,5 führen zu reduziertem Zellwachstum und kleineren Ethanolproduktivitäten.
- Eine Erhöhung der Mediumverdünnungsrate führt zu niedrigeren Ethanolkonzentrationen.

Die im Zuge der Subtasks 2.1 und 2.2 durch das KIT erarbeiteten Ergebnisse wurden veröffentlicht:

- L. Perret, N. Boukis, J. Sauer: Influence of Increased Cell Densities on Product Ratio and Productivity in Syngas Fermentation, Ind. Eng. Chem. Res. 62 (2023) 13799, doi: 10.1021/acs.iecr.3c01911.
- L. Perret, N. Boukis, J. Sauer: Synthesis gas fermentation at high cell density: How pH and hydrogen partial pressure affect productivity and product ratio in continuous fermentation, Bioresour. Technol. 391 (2024) 129894, doi: 10.1016/j.biortech.2023.129894.

2.3 AP2.2b – Modulare integrierte Containerlösungen

In Arbeitspakets 2.2b wurde das übergeordnete Ziel anvisiert, durch Entwicklung intensivierter modularer und über einen weiten Bereich skalierbarer Prozesstechnologien, die sich auch für einen dezentralen Einsatz mit kleineren Kapazitäten in Container- oder Skid-Bauweise eignen, perspektivisch die Voraussetzungen für eine technische Herstellung und Nutzung von E-Fuels zu schaffen und dadurch die Einführung von PtX-Technologien zu beschleunigen. Das Arbeitspaket AP2.2b wurde eng verknüpft mit Arbeitspaket AP2.1 in dem die Weiterentwicklung der Hochtemperatur-Co-Elektrolyse-Technologie im Fokus stand (ohne direkte KIT-Beteiligung), sowie mit AP2.3b, welches den Fokus auf E-Fuels für Anwendungsfelder mit definiertem Parameterraum setzt (Kerosin, Diesel und Ottokraftstoff) mit dem Ziel die E-Fuels industriefähig zu machen.

Ziel des AP2.2b war die Demonstration der Prozesskette zur Herstellung von e-Fuels für den energetisch besonders anspruchsvollen Fall der Nutzung von Luft als CO_2-Quelle. Mittels der neuesten Modul-Generation der Direct Air Capture (im Folgenden DAC) von Climeworks, sollte konzeptionell CO_2 aus der Umgebungsluft durch ein zyklisches Adsorptions-/Desorptionsverfahren gewonnen werden, unter Nutzung der Abwärme der Fischer-Tropsch-(FT)-Synthese zur Reduzierung des spezifischen Energiebedarfs der DAC. In der verfolgten Prozesskette sollte der Weg über die Hochtemperatur-Co-Elektrolyse (im Folgenden Co-SOEC) zur Synthesegaserzeugung aus CO_2 und H_2O beschritten werden, sowie deren thermische und stoffliche Integration mit der FT-Synthese, mit dem Ziel dadurch die Gesamtenergieeffizienz weiter zu steigern.

Als Inhalt in Arbeitspaket AP2.2b war das KIT neben den koordinierenden Aufgaben (Task 0) verantwortlich für das Engineering und die Umsetzung innerhalb der im PtX Lab des Energy Lab[1] am KIT umgesetzten Prozesskette (Tasks 4 und 5). Hierbei sollte den sich im Projektverlauf ergebenen Entwicklungen Rechnung tragend, sowohl für die Co-SOEC als auch die DAC die jeweils neueste Generation im Projekt umgesetzt und validiert werden, um eine deutlich bessere Verwertbarkeit der Projektergebnisse im Vergleich zu den ursprünglichen Plänen zu ermöglichen. Dies erforderte im Vergleich zur ursprünglichen Arbeitsplanung auch Anpassungen im Kontext der technischen Umsetzung am Energy Lab, welche über Anträge zur kostenneutralen Arbeitsplanänderung bzw. Projektaufstockung adressiert wurden.

DAC und Co-SOEC wurden durch die Projektpartner im Projektverlauf weiterentwickelt, gebaut und an den jeweiligen Produktionsstätten einem Testbetrieb unterzogen, bevor die Implementierung am Energy Lab erfolgen sollte. Seitens Climeworks erfolgte ein Testbetrieb der vorgesehenen DAC-Anlage der NEXT-Generation in Zürich. Die Anlage hat während des Betriebs in Zürich aber leider einen irreparablen Schaden am Kollektor erlitten und konnte daher die für das Projekt erforderliche Leistung an CO_2 nicht mehr liefern. Von einer praktischen Implementierung der DAC am Energy Lab musste daher leider Abschied genommen werden. In den Anlagenverbund des Energy Lab am KIT wurde daher nur die Co-Elektrolyse integriert und mit der bereits vorhandenen modulare FT-Syntheseanlage gekoppelt und betrieben (vgl. Ausführungen zu Task 5).

AP2.2b, Task 0: Koordination

Meilensteine in der Task: M2 und M5 – Informations- und Datenweitergabe an das Roadmapping

Aufgabe dieses Tasks war es regelmäßige Treffen auf Arbeitspaketebene zu organisieren, die Zusammenarbeit der Partner innerhalb des Arbeitspaketes zu koordinieren, die Abstimmung mit den anderen Arbeitspaketen im Gesamtprojekt zu befördern sowie auf Arbeitspaketebene über den Projektfortschritt zu berichten. In der Projektlaufzeit wurden regelmäßig AP-Treffen abgehalten. Nach dem initialen Kick-off Treffen der AP2.2b/AP2.3b wurden die Treffen durch das KIT koordiniert stets gemeinsam mit AP2.1b abgehalten, um die Kooperation und Abstimmungen im Bereich der Entwicklungen der Ko-Elektrolysetechnologien (AP2.1b) mit den Arbeiten in AP2.2b und AP2.3b – und somit den gesamten, in P2X II betrachteten Weg „Synthesegasvektor“ gemeinsam zu betrachten.

Innerhalb der Task 0 wurden hinsichtlich der Datengenerierung und -weitergabe an das Roadmapping Absprachen zwischen allen technischen Partnern in AP2.2b koordiniert. Detaillierte Absprache zwischen den Akteuren des Roadmappings und den technischen Tasks und Subtasks wurden im Rahmen von Roundtables

[1] www.elab.kit.edu

zu FT-Kraftstoffen unter Federführung der DECHEMA durchgeführt. Daneben erfolgten intensive Absprachen zwischen den technischen Partnern und den für das Roadmapping dieser Prozesskette zuständigen Institutionen durchgeführt, was letztendlich zu einer Datenübergabe für eine 100 MW-Prozesskette für die Roadmap 3.0 mündete (Meilenstein M2 erfüllt). Das KIT koordinierte in der Task 0 auch daran anschließend die Sammlung und Übergabe der, durch neue Erkenntnisse aus Weiterentwicklung und Prozesssimulation gewonnenen aktualisierten Daten (Energie-, Massenbilanz, Informationen zu Bau und Betrieb) der 100 MW-Prozesskette, was letztendlich in der Roadmap 4.0 mündete (Meilenstein M5 erfüllt).

Darüber hinaus wurde die Vorbereitung zur thematischen Ausgestaltung und Konsortienbildung für die dritte Förderphase des Kopernikus-Projekts P2X mit koordiniert (siehe auch AP2.3b/Task 7)

Das KIT fungierte im Projektverlauf im Kontext der Task 0 zudem als Ansprechpartner für die Konzeptionierung und Gestaltung des BMBF Ausstellungsprojekts „WissKomm“. In etlichen Treffen (virtuell und in Präsenz) wurden die Inhalte auch gemeinsam mit den technischen Partnern Climeworks, Sunfire und INERATEC diskutiert, Exponate für die Ausstellung identifiziert und die Darstellung der Arbeiten innerhalb Kopernikus P2X mit den Ausstellungsmacher*innen diskutiert. Die Ausstellung unter dem Titel „Power2Change“[2] gastierte vom 14.08.2022 – 11.12.2022 zunächst im LWL Industriemuseum Henrichshütte bevor sie nun zunächst in Bremerhaven im Klimahaus® (18.01.2023 – 18.06.2023) und nachfolgend per Wanderausstellung und nach wie vor (Stand November 2025) in unterschiedlichen Formaten die in AP2.2b/AP2.3b betrachtete P2X-Prozesskette der interessierten Öffentlichkeit näherbringt.

AP2.2b, Task 3: Reaktor Designoptimierung für die FT-Synthese

AP2.2b, Subtask 3.2: Entwicklung neues Reaktordesign auf Basis 3D-gedruckter Komponenten
Meilensteine in der Subtask: M4 – Benchmarking Reaktorkonzept auf Basis additiver Fertigung

Ziel der Task war es simulationsgestützt ein optimiertes Reaktordesign zu entwickeln und dieses letztendlich experimentell zu testen. Es wurden 3D-CAD-Modelle von Bauteilen erstellt und am KIT durch laserbasierten Pulverbettschmelzen aus Metall (PBF-LB/M) (auch bekannt als selektives Laserschmelzen (SLM)) hergestellt. INERATEC stand dem KIT als Ansprechpartner für die Diskussion geeigneter Kriterien für einen techno-ökonomischen Vergleich konventionell und additiv gefertigter Reaktoren zur Verfügung. Im Folgenden werden die im Projekt durchgeführten Arbeiten und erzielten Ergebnisse im Bereich der additiv gefertigten Reaktoren näher erläutert.

An den Reaktor wurden folgende Anforderungen gestellt: Kompaktheit, Flexibilität, Verwendung eines unverdünnten Eduktes und eines hochaktiven Katalysators. Als Folge gilt es eine sehr große Wärmemenge aus einem kleinen Reaktionsvolumen auszukoppeln. Dafür eignet sich ein gekühlter mikrostrukturierter Apparat, der dadurch gekennzeichnet ist, dass mindestens eine Dimension des Reaktionsraums senkrecht zur Durchströmungsrichtung kleiner ist als ca. 1 mm. Um dennoch einen hohen Durchsatz zu ermöglichen, wurden eine Vielzahl von Kanälen zu einem Reaktionsraum zusammengefasst. Ein Reaktor besteht somit mindestens aus den folgenden Bestandteilen:

- Reaktionsraum mit Ein- und Auslass
- im Reaktionsraum räumlich fixierter pulverförmiger Katalysator
- Kühlungsraum mit Ein- und Auslass
- Zwischenwände, um verschiedene Räume zu trennen
- Außenwände, um die Räume von der Umgebung abzutrennen.

Solche Apparate können auf mehreren Wegen hergestellt werden:

- Mikrostrukturierung von Metallfolien mit anschließendem Diffusionsschweißen (engl. diffusion bonding, DB) → sog. DB-Reaktoren
- Additive Fertigung bzw. 3D-Druck von Metall (engl. additive manufacturing, AM) → sog. AM-Reaktoren

[2] https://power2change-energiewende.de/

DB wurde am Institut für Mikroverfahrenstechnik (IMVT) am KIT in der Vergangenheit intensiv beforscht[3], die Firma INERATEC GmbH hat DB-Reaktoren kommerzialisiert und beschäftigte sich in der Subtask 3.1 mit der Optimierung von DB-Reaktoren, wohingegen sich die vom KIT verantwortete Subtask 3.2 auf die AM-Reaktoren fokussiert.

AM ist ein effizientes Fertigungsverfahren, da es nur dort Material aufbaut, wo es benötigt wird. Es ist eine größere Gestaltungsfreiheit ohne die Restriktionen der konventionellen Fertigung möglich. Außerdem ist Funktionsintegration möglich, die Bauteilkosten hängen nicht von der Losgröße ab und es handelt sich um ein weitgehend automatisiertes Verfahren[4]. Im Allgemeinen wird die additive Fertigung mit der konventionellen, zerspanenden Fertigung (engl. conventional manufacturing, CM) kombiniert: Das AM-Bauteil wird mit Drehen, Fräsen, Drahterodieren, die zum konventionellen Fertigungsverfahren „Trennen“ gehören, nachbearbeitet. Es wird von der Bauplatte getrennt, es werden Stützstrukturen abgetrennt oder Oberflächen veredelt.

Ein Sonderfall, der in diesem Projekt angewendet wurde, ist die hybride additive Fertigung. Ein einfaches CM-Bauteil wird in den 3D-Drucker eingelegt und darauf stoffschlüssig der komplexe Reaktorkörper mittels der additiven Fertigung aufgebaut, Abbildung 16. Konkret wurde hierfür das pulverbettbasierte Schmelzen mit Laserstrahl von Metall (PBF-LB/M) mit Edelstahl 1.4404 (AISI 316L) eingesetzt. Das hier entwickelte Reaktorkonzept zeichnet aus, dass nach der additiven Fertigung nahezu keine Nachbearbeitung erforderlich ist, da keine Stützstrukturen benötigt werden und die additiv gefertigten Flächen nur wenig nachbearbeitet werden müssen.

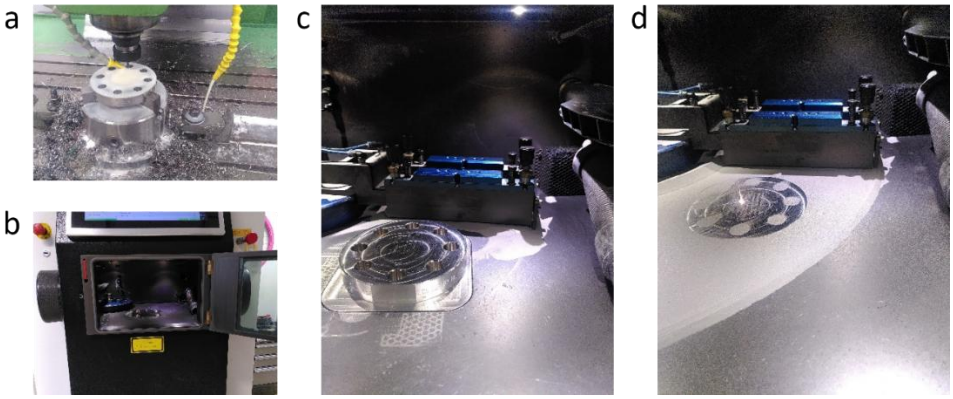


Abbildung 16: Hybride additive Fertigung: a) Konventionell gefertigtes Bauteil b) 3D-Drucker Bauraum c) CM-Teil im Bauraum d) additive Fertigung auf das CM-Teil.

Ein Vergleich von DB- und AM-Reaktoren hinsichtlich der Metriken „Gesamtherstellungskosten K_{ges} in €“ sowie „Masse des Reaktors m_{Metall} in kg“ wurde auf Basis gleicher Produktivität P (in g h^{-1} oder bpd (engl. barrel per day), hier definiert als Massenstrom $\dot{m}_{\mathrm{C5+}}$ von Kohlenwasserstoffen mit einer Kettenlänge von $n_C \geq 5$ pro Zeit t) gezogen. Das im Projektverlauf entwickelte Reaktorkonzept zeichnet sich durch parallele ebene Schlitze in einem Gehäuse aus. Die Schlitze gehören abwechselnd zu Kühlungs- und Reaktionszone und verfügen über Einbauten in Form von Pins oder Fins, Abbildung 17. Im Rahmen des Projektes wurden die ebenen Schlitze als Bausteine für verschiedenste verfahrenstechnische Apparate identifiziert und publiziert (D. Metzger et al., Designs 8 (2024) 41).

[3] Gietzelt, T.; Toth, V.; Wunsch, T.; Kraut, M. (2023): Evaluation of Different Routes for Manufacturing of Micro Process Devices. In: Lucas F. M. da Silva, Digavalli Ravi Kumar, Maria de Fátima Reis Vaz und Ricardo J. C. Carbas (Hg.): 1st International Conference on Engineering Manufacture 2022. Cham: Springer International Publishing (Proceedings in Engineering Mechanics), S. 87–103.

[4] Klahn, Christoph; Meboldt, Mirko; Fontana, Filippo; Leutenecker-Twelsiek, Bastian; Jansen, Jasmin (Hg.) (2018): Entwicklung und Konstruktion für die Additive Fertigung. Grundlagen und Methoden für den Einsatz in industriellen Endkundenprodukten. Vogel Business Media GmbH & Co. KG. 1. Auflage. Würzburg: Vogel Business Media.

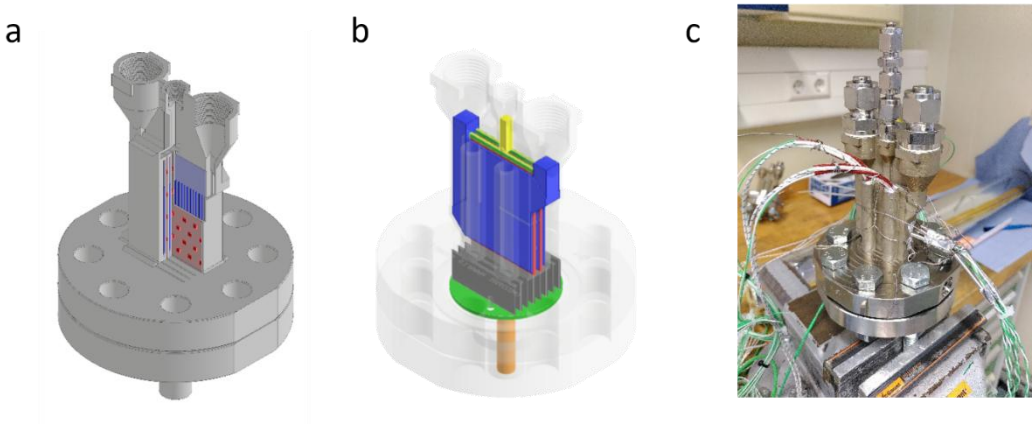


Abbildung 17: Durch hybride Fertigung hergestellter Reaktor für die FT-Synthese. 3D Darstellung mit a) hervorgehobenen Schlitzen mit Einbauten, b) Fluidräume und c) Foto des Reaktor montiert mit Heiz- und Thermoelementen.

Ein AM-Reaktor im Labormaßstab ($m_{\mathrm{Kat}} = 3{,}3577\ \mathrm{g}$) wurde erfolgreich gefertigt (Abbildung 17c). Die additive Fertigung fand auf einer Realizer SLM125 (Fa. DMG MORI) statt und dauerte lediglich ca. $t_{\mathrm{AM}} = 20\ \mathrm{h}$ wobei der additiv gefertigte Teil eine Masse von nur $m_{\mathrm{Metall,AM}} = 0{,}43\ \mathrm{kg}$ aufweist (konventionell gefertigten Bestandteile des Reaktors: $m_{\mathrm{Metall,CM}} = 2{,}82\ \mathrm{kg}$; Gesamtmasse damit $m_{\mathrm{Metall}} = 3{,}25\ \mathrm{kg}$). Der 3D-Druck verursacht dabei Kosten von ca. $K_{\mathrm{AM}} = 550$ € zzgl. Nachbearbeitung ca. $K_{\mathrm{AM,Nachb.}} = 140$ €, die konventionell gefertigten Bestandteile (Flansch, Schrauben, Einschrauber) verursachten weitere Kosten i.H.v. ca. $K_{\mathrm{CM}} = 2000$ € wodurch sich die gesamten Bauteilkosten auf $K_{\mathrm{ges}} = 2690$ € summieren. Die konventionell gefertigten Bauteile wären prinzipiell auch für einen additiv gefertigten Reaktorkörper mit bis zu $m_{\mathrm{Kat}} = 25\ \mathrm{g}$ geeignet. In diesem Fall würde der additiv gefertigte Teil eine Masse von $m_{\mathrm{Metall,AM}} = 1{,}4\ \mathrm{kg}$ aufweisen, der Druck $t_{\mathrm{AM}} = 62\ \mathrm{h}$ dauern und $K_{\mathrm{AM}} = 1034$ € betragen wodurch dieser Reaktor dann somit $K_{\mathrm{ges}} = 3174$ € Kosten verursachen und $m_{\mathrm{Metall}} = 4{,}22\ \mathrm{kg}$ wiegen würde.

Dem hybrid gefertigte Reaktor konnte die ausreichende Festigkeit (Drucktest mit Wasser bei Raumtemperatur bei PT=43 bar) und Dichtigkeit (Standardheliumleckagerate < $10^{-8}\ \mathrm{mbar\ L\ s^{-1}}$, Ref. [5]) attestiert werden und wurde weiter mit Katalysator für die Fischer-Tropsch (FT)-Synthese gefüllt und mit Heizpatronen und Temperatursensoren (in den dafür vorgesehenen Kanälen des Reaktors) für die Testung ausgestattet.. Der im Rahmen dieses Projekts eingesetzte Teststand verfügte über Gasdosierung, den oben beschriebenen Reaktor (Temperierung über Umlaufthermostat), Heißfalle und Kaltfalle für die Produktseparation sowie einen Gaschromatograph für die analytische Vermessung der gasförmigen Spezies. Der Reaktor wurde für $\mathrm{TOS} = 600\ \mathrm{h}$ betrieben. Abbildung 18 (oben) zeigt den ermittelten Umsatzverlauf bei unterschiedlichen Reaktionstemperaturen (($T = 190; 200; 209; 219; 229; 234\ °\mathrm{C}$) und auf die Katalysatormasse bezogene Normvolumenstrom (engl. gas-hourly space velocity, $\mathrm{GHSV} = 1{,}85; 3{,}59; 5{,}38; 9{,}0\ \mathrm{l_N\ g_{Kat}^{-1}\ h^{-1}}$).

Bei allen Betriebspunkten galt $p = 20\ \mathrm{bar}$, $\mathrm{H_2/CO} = 2$ und $\mathrm{N_2/CO} = 0{,}1$. Durch eine Wiederholungsmessung des ersten Betriebspunktes am Ende der Versuchskampagne konnte keine Deaktivierung festgestellt werden ($X_{CO}(\mathrm{Start}) = 34$ bzw. $X_{CO}(\mathrm{Ende}) = 38\%$). Die Produktivität lag bei $GHSV = 9{,}0\ \mathrm{l_N\ g_{Kat}^{-1}\ h^{-1}}$ und $T = 234\ °\mathrm{C}$ mit $P = 3{,}338\ \mathrm{g\ h^{-1}}$ am höchsten, was einer spezifischen Produktivität von ca. $p = 1\ \mathrm{g\ g_{Kat}^{-1}\ h^{-1}}$ entspricht ($X_{\mathrm{CO}} = 70\ \%$). Die Temperatursensoren in den Wänden zwischen den Schlitzen des Reaktors zeigten eine maximale Temperaturdifferenz von $T_{\Delta} = 4\ \mathrm{K}$ wodurch selbst bei der Reaktionsenthalpie von $\dot{Q}_{Rkt} = 13\ \mathrm{W}$ ein isothermer Betrieb angenommen werden darf. Die molare Selektivität von CO zu Methan betrug bei nur einem der angefahrenen Betriebspunkt $S_{\mathrm{CO,CH_4}} > 10\%$. Da der Druck vor und nach dem Reaktor im Rahmen der

[5] Grinschek, Fabian; Charles, Amal; Elkaseer, Ahmed; Klahn, Christoph; Scholz, Steffen G.; Dittmeyer, Roland (2022): Gas-tight means zero defects - Design considerations for thin-walled fluidic devices with overhangs by laser powder bed fusion. In: Materials & Design, S. 111174. DOI: 10.1016/j.matdes.2022.111174.

Messgenauigkeit unverändert war, kann derm im Projekt entwickelten Reaktorkonzept ein vernachlässigbarer Druckverlust attestiert werden.

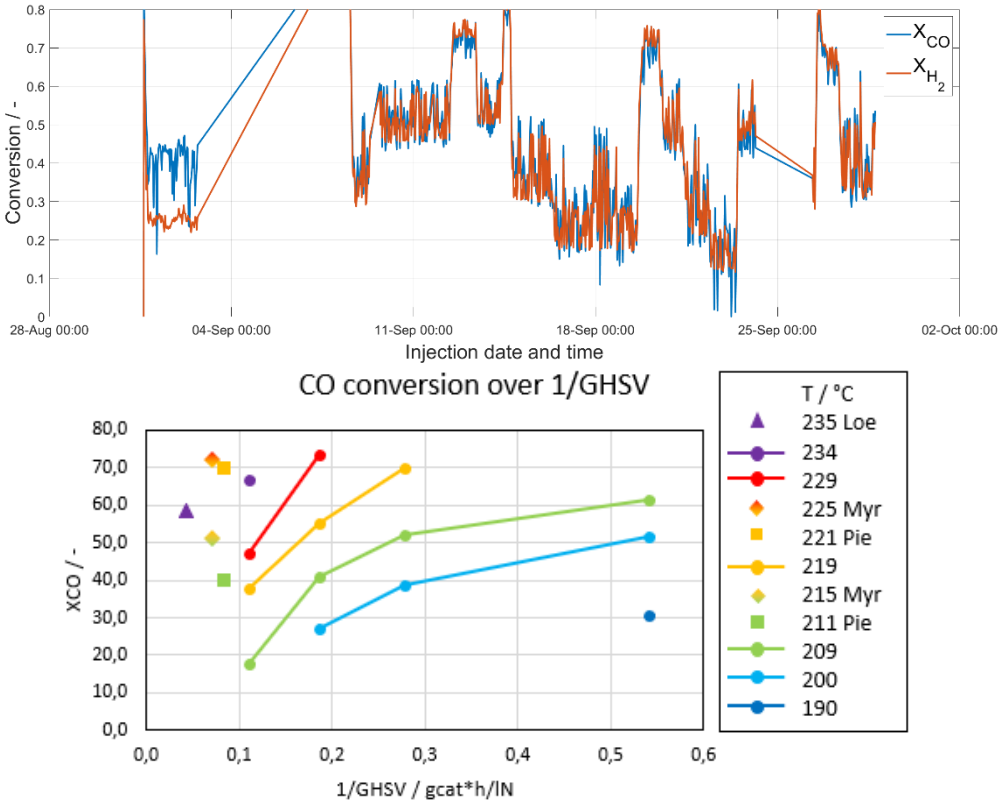


Abbildung 18: Oben: Umsatz X von CO und H_2 über Time on Steam (TOS). Unten: Umsatz von CO über 1/*GHSV* und Temperatur *T*. Experimentelle Ergebnisse (kreisförmige Marker) und Literatur (Loe: Loewert et al.[6], Myr: Myrstad et al.[7], Pie: Piermartini et al.[8]).

Abbildung 18 (unten) zeigt den CO-Umsatz X_{CO} über der Temperatur T und der GHSV. Es wird deutlich, dass der Umsatz mit steigender Temperatur und sinkender GHSV zunimmt. Die Produktivität nimmt jedoch mit steigender GHSV zu. Bei den Versuchen von Piermartini et al.[8] wurde bei $T \approx 210\,°\mathrm{C}$ der gleiche Umsatz bei einer höheren GHSV als in diesen Versuchen erreicht (Abk. „Pie“ in Abbildung 18). Das wird auf die höhere Aktivität bzw. höhere spezifische Produktivität des dort verwendeten Katalysators zurückgeführt. Die im Projekt erzielten Ergebnisse hinsichtlich der FT-Synthese im hybrid gefertigten Reaktor wurden veröffentlicht (D. Metzger et al., Energies 16 (2023) 6798).

Es kann davon ausgegangen werden, dass der AM-Reaktor auch mit einer höheren spezifischen Produktivität betrieben werden kann. Trotzdem wird in den weiteren Betrachtungen hinsichtlich der Herstellkosten von $p = 1\,\mathrm{g\,g_{Kat}^{-1}\,h^{-1}}$ ausgegangen, wenn nicht anders beschrieben. Es wurden dafür AM-Reaktoren für $P = 6$ bis $380\,\mathrm{g_{C5+}\,h^{-1}}$ ausgelegt und die Kosten sowie die Masse bis $P = 22.000\,\mathrm{g_{C5+}\,h^{-1}}$ geschätzt und diese Schätzungen für ausgewählte Skalierungen mit konkreten Angeboten verglichen: Für den Reaktor mit $P = 6\,\mathrm{g_{C5+}\,h^{-1}}$ konnten die angesetzten Kosten durch Angebotsanfragen bestätigt werden, während die Kosten basierend auf den entsprechenden Angeboten für den Reaktor mit $P = 380\,\mathrm{g_{C5+}\,h^{-1}}$ im Schnitt Faktor 3 über den Erwartungen lagen. Dieser Faktor wurde auch dementsprechend auch für den Reaktor mit $P =$

[6] Loewert, Marcel; Hoffmann, Julian; Piermartini, Paolo; Selinsek, Manuel; Dittmeyer, Roland; Pfeifer, Peter (2019): Microstructured Fischer-Tropsch Reactor Scale-up and Opportunities for Decentralized Application. In: *Chem. Eng. Technol.* 42 (10), S. 2202–2214. DOI: 10.1002/ceat.201900136.
[7] Myrstad, Rune; Eri, Sigrid; Pfeifer, Peter; Rytter, Erling; Holmen, Anders (2009): Fischer–Tropsch synthesis in a microstructured reactor. In: *Catalysis Today* 147, S301-S304. DOI: 10.1016/j.cattod.2009.07.011.
[8] Piermartini, Paolo; Böltken, Tim; Selinsek, Manuel; Pfeifer, Peter (2017): Influence of channel geometry on Fischer-Tropsch synthesis in microstructured reactors. In: *Chemical Engineering Journal* 313, S. 328–335. DOI: 10.1016/j.cej.2016.12.076

$22.000\ \mathrm{g_{C5+}\ h^{-1}}$ angenommen. Damit verhalten sich diffusionsgeschweißte Reaktoren (DB-Reaktoren) von INERATEC zu AM-Reaktoren bei Kosten und Masse wie in Tabelle 7, Tabelle 8 und Abbildung 19 gezeigt.

Es wird davon ausgegangen, dass bei großer Produktivität und Größe des Reaktors ca. $16\ g\ \mathrm{Metall\ pro}\ g\ \mathrm{Katalysator}$ bzw. $1{,}5\ cm^3\ \mathrm{Metall\ pro}\ cm^3\ \mathrm{Katalysator}$ durch AM aufgebaut werden müssen ($\rho_{Metall} = 8\ g\ cm^{-3}; \rho_{Kat} = 0{,}75\ g\ cm^{-3}$). Es wird davon ausgegangen, dass der Apparat ein Volumen von $3\ cm^3\ \mathrm{pro}\ cm^3\ \mathrm{Katalysator}$ bezogen auf die Außenabmessungen hat. Bezogen auf die Katalysatormasse beträgt das Volumen des Apparates bezogen auf die Außenabmessungen $4\ cm^3\ \mathrm{pro}\ g\ \mathrm{Katalysator}$. Es sind 3D-Drucker mit den Bauraum-Maßen in Tabelle 6 verfügbar. Wenn 40 % des Bauraums einer SLM Solutions NXG XII ausgenutzt werden, könnte ein Reaktor für 22 kg Katalysator mit einer Masse von 352 kg zzgl. der Platte für die hybride Fertigung in ca. 88 h gefertigt werden.

Tabelle 6: 3D-Drucker mit großen Bauräumen.

Hersteller	Modell	Maße Bauraum in mm	Volumen Bauraum in dm³	Aufbaurate in cm³ h⁻¹	Quelle
Quaderförmig					
Farsoon	FS421M	420 x 420 x 420	74,1	40	9,10
3D Systems	DMP Factory 500	500 x 500 x 500	125		11
GE Additive	XLINE 2000R	800 x 400 x 500	160		12
SLM Solutions	NXG XII 600	600 x 600 x 600	216	1000	13
Zylindrisch					
Velo3D	Sapphire XC	⌀ 600 x 550	156	400	14

Die Kosten für PBF-LB/M belaufen sich laut Baldinger et al.[15] auf 10 bis 75 € cm^{-3} bzw. 1250 bis 9400 € kg^{-1}. Die Nachbearbeitung, die dabei häufig mitkalkuliert ist, fällt bei dem hier entwickelten Reaktorkonzept nicht ins Gewicht bzw. entfällt vollständig. Es erscheint sinnvoll, dass die geschätzten und angefragten Kosten für AM-Reaktoren mit Produktivität $P = 6\ \mathrm{g_{C5+}\ h^{-1}}$ am unteren Ende der Kosten aus der Literatur liegen. Mit zunehmender Produktivität und Größe des Reaktors könnte aus betriebswirtschaftlichen Gründen noch eine Senkung der spezifischen Kosten stattfinden. Die vorliegenden Kostenschätzungen sind jedoch zu ungenau und die Angebotspreise schwanken zu sehr oder fehlen, so dass sie eine klare Aussage bei größten Produktivitäten $P = 22.000\ \mathrm{g_{C5+}\ h^{-1}}$ nicht möglich ist.

Tabelle 7: Übersicht der sich durch das Design ergebenen Eigenschaften/Parametern von AM-Reaktoren (KIT).

Kategorie	Reaktorskalierung							
m_{Kat} in g	3,336	6	25	100	190	380	11.000	22.000
$\boldsymbol{P\ /\ \mathrm{g\ h^{-1}}}$ (1)	**3,338**	**6**	**25**	**100**	**190**	**380**	**11.000**	**22.000**
$\boldsymbol{P\ /\ 10^{-3}\mathrm{bpd}}$ (2)	**0,567**	**1,13**	**4,7**	**18,9**	**35,9**	**71,8**	**2,08·10³**	**4,16·10³**
$\dot{V}_{\mathrm{H_2}}\ /\ \mathrm{m_N^3\ h^{-1}}$ (3)	0,0195	0,0351	0,146	0,584	1,11	2,22	64	128
$P_{\mathrm{el}}\ /\ \mathrm{kW}$ (4)	0,078	0,140	0,584	2,34	4,44	8,88	256	514
$m_{\mathrm{AM}}\ /\ \mathrm{kg}$	0,43	0,46	1,4	2,5	3,7	6,8	176	352
$m_{\mathrm{AM}}\ m_{\mathrm{Kat}}^{-1}\ /\ -$	129	76,7	56	25	19,5	17,9	16(f)	16(f)
$m_{\mathrm{CM}}\ /\ \mathrm{kg}$		2,82			5,1	18	~100	~100

Fortsetzung auf nächster Seite

[9] Farsoon (2022): FS421M Continuous Additive Manufacturing System. Online verfügbar unter https://www.farsoon-gl.com/products/fs421m/, zuletzt geprüft am 21.12.2022.
[10] Todzy, Tobias (2022): Farsoon FS 422-M-4, 20.12.2022. Telefonat an David Metzger.
[11] Griffiths, Laura (2022): TCT Buyer's Guide 2022. Hg. v. Rapid News Group.
[12] GE Additive (2022): Concept Laser XLine 2000R. Online verfügbar unter https://www.ge.com/additive/sites/default/files/2020-04/DMLM_X%20Line_Bro_8_US_EN_v1.pdf, zuletzt geprüft am 27.02.2023.
[13] Rapid News Group (2022): Bigger & Better. SLM Solutions unveils the new NXG XII 600E with extended 1.5m axis. 30 (6). Online verfügbar unter https://www.tctmagazine.com/additive-manufacturing-3d-printing-industry-insights/technology-insights/bigger-better-slm-solutions-launch-nxg-xii-600e/, zuletzt geprüft am 22.12.2022.
[14] Velo 3D (2022): Sapphire XC and Sapphire XC 1MZ Printer. Online verfügbar unter https://velo3d.com/wp-content/uploads/2022/09/Sapphire-XC-and-XC-1MZ-Product-Brief-Sept-7-2022.pdf, zuletzt geprüft am 21.12.2022.
[15] Baldinger, Matthias; Levy, Gideon; Schönsleben, Paul; Wandfluh, Matthias (2016): Additive manufacturing cost estimation for buy scenarios. In: *RPJ* 22 (6), S. 871–877. DOI: 10.1108/RPJ-02-2015-0023.

m_{ges} / kg (5)	3,25	3,28	4,24	7,6	8,8	26,9	276	452
t_{AM} / h (6)	20	20	62	96	120	96	44	88
K_{AM} / € (7)	550	600(a)	850	1.070(c)	1.720	3.360(e)	25.000	50.000(g)
$K_{\mathrm{AM}}\, m_{\mathrm{AM}}^{-1}$ / € kg^{-1}	1.280	1.304	739	428	464	538	142	142
K_{CM} / €		2.000+140(b)			1.200+0 (d)	2000	5.000	5.000
K_{ges} / € (8)	2.690	2.740	2.960	2.270	2.920		30.000	55.000

(1) $p = 1\ \mathrm{g\ g_{Kat}^{-1}\ h^{-1}}$
(2) $1\ \mathrm{g\ h^{-1}}$C5+= $0{,}024\ \mathrm{kg\ d^{-1}} = 0{,}03\ \mathrm{L\ d^{-1}} = 0{,}000189\ \mathrm{bpd}$ mit $\rho = 0{,}8\ \mathrm{kg\ L^{-1}}$ und $1\ \mathrm{bpd} = 159\ \mathrm{L}$.
(3) Gleiche Bedingungen und Katalysatoren wie in Versuchen. Für 3,338 g $\mathrm{h^{-1}}$ C5+ wurden $0{,}0195\ \mathrm{m_N^3\ h^{-1}\ H_2}$ benötigt. Für 1 g $\mathrm{h^{-1}}$ C5+ werden $0{,}00584\ \mathrm{m_N^3\ h^{-1}\ H_2}$ benötigt.
(4) $1\ \mathrm{m_N^3\ h^{-1}\ H_2} \triangleq 4\ \mathrm{kWh}\ (\eta_{\mathrm{el}} = 0{,}75)$
(5) $m_{\mathrm{ges}} = m_{\mathrm{AM}} + m_{\mathrm{CM}}$
(6) Hängt von Drucker ab. Drucker, die zugrunde gelegt wurden: DMG MORI Realizer SLM125, SLM Solutions SLM 280 und NXG XII 600, 3DSystems DMP 500
(7) IMVT-interne Berechnungsmethode aufgrund von Betriebserfahrung mit Realizer SLM 125
(8) $K_{\mathrm{ges}} = K_{\mathrm{AM}} + K_{\mathrm{CM}}$
(a) Angebote 2022-02 und 2022-03 (3 Stück): 538±113 €
(b) Fertigung am KIT anhand üblicher Personal- und Maschinenkosten bewertet.
(c) Angebote 2022-02 und 2022-03 (3 Stück): 3749±1508 €
(d) Optimierte CM-Bauteile extern gekauft. Keine Nachbearbeitung erforderlich.
(e) Angebote 2022-12 und 2023-01 (6 Stück): 8933±3121 € → Worst case: 3,3-faches der Schätzung.
(f) Annahme.
(g) Annahme Kosten für DB/AM-Vergleich: 165.000€

Die Wirtschaftlichkeit hängt außerdem stark von der Aktivität des verwendeten Katalysators ab, hierdurch wird die Größe des Reaktors bestimmt und dadurch die Fertigungszeit, Sensorintegration, Strömungsführung und Wärmeintegration. Optimierungspotential liegt weiter im Bereich der AM, durch bspw. Reduzierung der Wandstärke (reduziert m_{AM} und t_{AM}), sowie Optimierung der Belichtungsstrategie um die Druckzeit darüber hinaus zu reduzieren (bei dem Reaktor mit $m_{\mathrm{Kat}} = 25\ \mathrm{g}$ wurde simulativ ermittelt, dass die Fertigungszeit so von 62 auf 44 h reduziert werden kann.)

Tabelle 8: Übersicht von DB-Reaktoren (Quelle: INERATEC).
Zur Kostenbetrachtung sei auf Abbildung 19 verwiesen.

Kategorie		**Reaktorskalierung**	
m_{Kat} / g	3	190	11.000
$\boldsymbol{P}$ **/ g h^{-1}** (1)	**6**	**380**	**22.000**
$\boldsymbol{P}$ **/ bpd** (2)	**1,13·10^{-3}**	**71,8·10^{-3}**	**4,16**
$\dot{V}_{\mathrm{H_2}}$ / $\mathrm{m_N^3\ h^{-1}}$ (3)	0,0351	2,22	128
P_{el} / kW (4)	0,140	8,88	514

(1) $p = 2\ \mathrm{g\ g_{Kat}^{-1}\ h^{-1}}$ (Ref. 8)
(2) $1\ \mathrm{g\ h^{-1}}$C5+= $0{,}024\ \mathrm{kg\ d^{-1}} = 0{,}03\ \mathrm{L\ d^{-1}} = 0{,}000189\ \mathrm{bpd}$ mit $\rho = 0{,}8\ \mathrm{kg\ L^{-1}}$ und $1\ \mathrm{bpd} = 159\ \mathrm{L}$.
(3) Für 1 g $\mathrm{h^{-1}}$ C5+ werden $0{,}00584\ \mathrm{m_N^3\ h^{-1}\ H_2}$ benötigt.
(4) $1\ \mathrm{m_N^3\ h^{-1}\ H_2} \triangleq 4\ \mathrm{kWh}\ (\eta_{\mathrm{el}} = 0{,}75)$

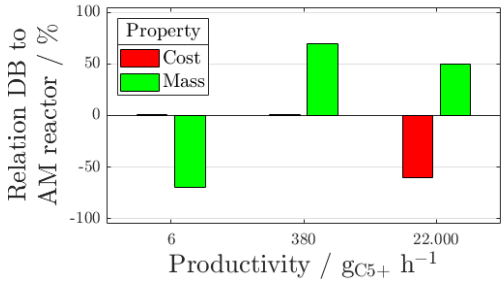


Abbildung 19: Kosten und Masse von DB-Reaktoren im Vergleich zu AM-Reaktoren. Angepasst nach Ref.[16].

[16] Kinau, Siv; INERATEC GmbH (persönliche Kommunikation, 2023): Kosten und Gewicht von DB-Reaktoren im Vergleich zu AM-Reaktoren.

Für den Meilenstein M4 lässt sich somit festhalten, dass in einer bestimmten Größenordnung AM-Reaktoren ähnliche Kosten wie DB-Reaktoren verursachen und gleichzeitig leichter sind. In dieser Größenordnung ($P \approx 380\ \mathrm{g_{C5+}\ h^{-1}}$) sind Reaktoren zu finden, die aus ökonomischen Gesichtspunkten vielversprechend sind für den einzelnen oder parallel geschaltet Einsatz in P2X-Anlagen kleinerer Skalierung. Das entwickelte Reaktorkonzept konnte effizient im Labormaßstab gefertigt und getestet werden. Es wurden bis zu 3,3 gC5+/h produziert. Der Meilenstein M4 wurde somit erreicht.

Die im Zuge der Subtasks 3.2 durch das KIT erarbeiteten Ergebnisse wurden wie schon o.g. veröffentlicht:

- D. Metzger, C. Klahn, R. Dittmeyer : Downsizing Sustainable Aviation Fuel Production with Additive Manufacturing – An Experimental Study on a 3D printed Reactor for Fischer-Tropsch Synthesis. Energies 16 (2023) 6798, doi: 10.3390/en16196798.
- D. Metzger et al.: D. Metzger, C. Klahn, R. Dittmeyer : A Simplified Design Method for the Mechanical Stability of Slit-Shaped Additively Manufactured Reactor Modules. Designs 8 (2024) 41, doi: 10.3390/designs8030041.

AP2.2b, Task 4: Modulare Technologien für die Kraftstoffaufbereitung
Meilensteine in der Task: keine

Die Fischer-Tropsch-Anlage im Technikum des KIT-IMVT wurde mit einem neuen FT-Reaktor inkl. demselben industriellen Katalysator wie in der größeren PtL-Anlage im Energy Lab ausgestattet. Der FT-Reaktor ist mit einer Kaskade von Reaktoren für die hydrierende Spaltung der langkettigen Kohlenwasserstoffe gekoppelt (vgl. Abbildung 20). Es wurden Versuchen mit Kühlung des FT-Reaktors ohne Verdampfung durchgeführt, um verschiedentlich beobachtete Reaktorinstabilitäten im Betrieb mit Verdampfungskühlung bei längeren Versuchszeiten ausschließen zu können. Um den hierfür notwendigen erhöhten Durchsatz an temperiertem Kühlwasser durch die Kühlpassage des FT-Reaktors zu erzielen, waren weitere Anpassungen an der Anlage erforderlich.

Die Erweiterung der PtL-Anlage im Energy Lab um die geplante zweistufige FT-Crude-Aufarbeitungseinheit war im Projektverlauf von Verzögerungen betroffen (vgl. AP2.2b, Task 5). Weshalb die Untersuchungen zur Herstellung von normgerechten Diesel- und Ottokraftstoffen aus dem FT-Crude mit der erforderliche Mindestmenge des priorisierten Zielprodukts Kerosin über eine Mitigationsmaßnahme in Zusammenarbeit mit dem BMWK-Projekt PowerFuel gemeinsam mit INERATEC dahingehend abgeschlossen wurde, dass in einer längeren Versuchskampagne mit einer kleineren Containeranlage aus dem EU-Projekt Kerogreen etwa 100 kg FT-Crude hergestellt und einer hydrierenden Spaltung unterzogen (FT-HC-Öl) wurde. In diesem Kontext wurde eine Anlage zur Hydroisomerisierung des FT-HC-Öls als zweite Stufe der FT-Crude-Aufarbeitung im Labor aufgebaut, womit die o.g. 100 kg FT-HC-Öl durch Hydrotreatment weiter aufgearbeitet und von der Fa. ASG im Unterauftrag destilliert und dadurch knapp 38 kg Kerosin erhalten werden konnte. Die Charakterisierung zeigte, dass auch für die größere Charge alle Zielparameter der ASTM D7566 Norm erzielt werden konnten. Die Verbrennungsversuche beim DLR bestätigten die Erwartung niedrigerer Emissionswerte des FT-SPK als der fossilen Referenz. Insbesondere zeigte das FT-SPK nicht ganz überraschend ein ähnliches Emissionsverhalten wie HEFA (DLR-Projekt ECLIF 3).

Im Rahmen einer mit den Projektpartnern abgestimmten Vereinbarung mit der BASF wurde ferner die Eignung der Naphtha-Fraktion als Einsatzstoff für die Herstellung von Olefinen im Steam-Cracker untersucht. Laboranalytische Untersuchungen der BASF an einer 10 Liter-Probe Naphtha ergaben eine gute Naphtha-Qualität, die einen problemlosen Einsatz im Cracker verspricht.

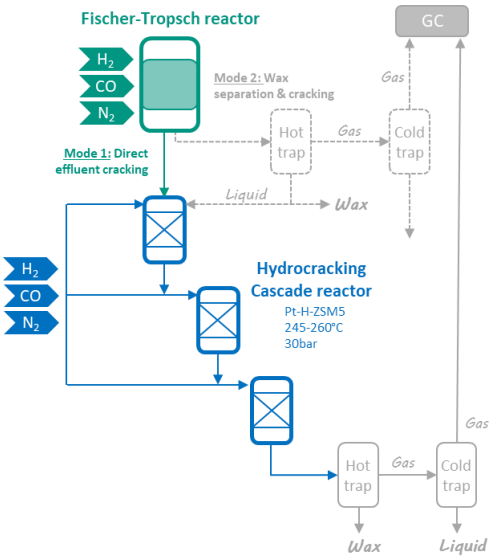


Abbildung 20: Schematische Darstellung der Technikumsanlage am KIT-IMVT für die Synthese und Aufbereitung von flüssigen Kraftstoffen.

Weiter wurde am KIT ein Konzept für kompakte und effiziente Destillationsapparaturen basierend auf helikalen Strukturen entwickelt (Abbildung 21), und Module mittels additiver Fertigung (Metall 3D-Druck) hergestellt. Diese Destillationsapparaturen zeichnen sich bzgl. Trenneffizienz durch eine theoretische Trennstufenhöhe von 1 cm aus, einzelne Module können weiterhin miteinander verbunden werden, sodass die für die jeweilige Anwendung benötigten Trennstufenzahl erreicht werden kann und so eine hohe Flexibilität besteht. Die wesentlichen Erkenntnisse sind im Folgenden zusammengefasst und wurden zudem veröffentlicht (F. Grinschek et al.: Additive manufactured helical micro distillation units for modular small-scale plants. Chem. Eng. Process. Process Intensif. 208 (2005) 110113, doi: 10.1016/j.cep.2024.110113):

- Durch die Optimierung der Konstruktion, Konstruktions- und Fertigungsprozesskette konnten neue Varianten innerhalb von 3 Tagen konstruiert und gefertigt werden.
- Experimentelle Untersuchung von >60 Konstruktionsvarianten von helikalen Destillationsapparaten für die Trennung von Cyclohexan von Heptan.
- Die Auswertung der realen Systemantwort ermöglichte es den Einbauwinkel als bisher unbekannte Einflussgröße auf die Trennleistung zu identifizieren. Eine Abweichung von +5° steigert die Anzahl der theoretischen Stufen pro Windung von n_{theo} = 0,2 auf n_{theo} = 0,35.
- Die Charakterisierung der Destillationsapparate zeigte, dass das neuartige Konzept für reale Anwendungen geeignet ist, mit einer kleinsten Höhe der theoretischen Trennstufe HETP = 13 mm und einem stabilen Betrieb bis 600 g h^{-1}.

Abbildung 21: Foto einer am KIT-IMVT entwickelten und additiv gefertigten modularen Destillationseinheit.

Task 5: Integration der DAC- und Co-SOEC-Systeme ins Energy Lab 2.0

In dieser Task lag der Fokus auf der praktischen Umsetzung der Prozesskette zur Herstellung von eFuels über die Fischer-Topsch Synthese mit CO_2 aus der Umgebungsluft (DAC, Partner Climeworks) und dessen Umsetzung zu Synthesegas gemeinsam mit Wasserdampf über die Hochtemperatur Ko-Elektrolyse (Co-SEOC, Partner Sunfire). Hierzu galt es zunächst ein Sicherheitskonzept für die Erweiterung des Anlagenverbunds am Energy Lab des KIT um die angestrebte Anlagenverschaltung von DAC, Co-SOEC und Kraftstoffsynthese auszuarbeiten. Auf dieser Basis war im nächsten Schritt ein Bauvorhaben zur Erweiterung des Energy Lab zu planen und schrittweise umzusetzen. Dieses umfasst die physische Integration der DAC-Anlage und der Co-SOEC-Anlage in den Anlagenverbund des Energy Lab und betrifft u.a. die Errichtung von entsprechenden Streifenfundamenten, die Beschaffung und Installation eines Kompressors zur Verdichtung des Synthesegases auf den Druck der FT-Synthese inklusive entsprechender Gaskonditionierungs-einrichtungen und Niederdruck- sowie Hochdruck-Pufferbehältern, die Beschaffung und Installation einer Fackel für die sichere Verbrennung von Wasserstoff und Synthesegas und die Verbindung der neuen Anlagenteile mit entsprechenden Rohrleitungen und die Einbindung der neuen Komponenten in ein übergeordnetes Steuerkonzept. In diesem Kontext galt es ferner eine HAZOP-Studie durchzuführen und geeignete Betriebszustände inkl. Betriebskonzept sowie ein Versuchsplan zu identifizieren und festzulegen. Für die zu integrierenden DAC- und Co-SOEC-Systeme wird nach Anlieferung durch die Partner zunächst ein Site Acceptance Test durchgeführt bevor schließlich die Inbetriebnahme und der Testbetrieb der erweiterten Anlagen im Verbund des Energy Lab erfolgen sollte. Schließlich sollte der mit der integrierten Anlage implementierte PtL-Prozesspfad gemeinsam mit den Projektpartnern Climeworks, Sunfire und INERATEC im Dauerbetrieb über einen ausreichend langen Zeitraum untersucht werden um belastbare Daten zu gewinnen um das Prozessmodell weiter validieren, und als Grundlage für die Bewertung im Roadmapping einzuspeisen.

Wichtige Ereignisse, sollten mit Unterstützung der Pressestelle des KIT und unter Einbindung der Kommunikation öffentlichkeitswirksam bekannt gemacht werden.

Im frühen Projektverlauf wurde zwischen den Partnern sowie in Absprache mit dem Projektträger entschieden die Co-SOEC-Technologie der neuesten Generation („Gen. 2“) zu implementieren, welche zudem einen größeren Synthesgasoutput und damit auch CO_2 Bedarf aufweist als zum Zeitpunkt der Projektantragsstellung erwartet wurde. Die Umsetzung der Prozesskette startend von der DAC und Co-Elektrolyse der neuesten Generation mit entsprechend höherem jeweiligen Output erforderte Anpassungen bei der Realisierung der Prozesskette im Energy Lab. Diese Planungen wurden durch die Projektpartner stetig diskutiert und vorangetrieben (Kontext Task 0). Die Änderungen erforderten Projektaufstockungen und kostenneutrale Arbeitsplanänderung.

Hinsichtlich des physischen Aufbaus der Prozesskette am Energy Lab, wurde dieses durch das KIT räumlich erweitert (Abbildung 22). Streifenfundamente wurden für den Verdampfer, die Co-SOEC und die Fackel, sowie den Kompressor errichtet. Um diese Fundamente mit den notwendigen Gasen zu versorgen, wurden die Bodenrinnen für Gasversorgung sowie die jeweiligen Rohrleitungen (H_2, CO_2 und N_2) in den Bereich der Erweiterung verlängert bzw. die Rohrleitungen für Synthesegas aus dem Kompressor zu FT-Syntheseanlage und für das Rückgas aus der FT-Syntheseanlage zu Co-SOEC neu angelegt.

Der für die Versorgung der Co-SOEC benötigte Verdampfer wurde im Oktober 2020 geliefert und in die Infrastruktur integriert (Versorgung mit VE-Wasser und Strom sowie Entsorgung von Abwasser). Nach Installation der Dampfleitung (Rohrleitung, Begleitheizung und Isolation) wurde der Verdampfer in Q2/2021 erfolgreich in Betrieb genommen.

Ein europaweites Ausschreibungs- und Vergabeverfahren wurde in Q4/2020 für die Beschaffung des Kompressors durchgeführt. Nachdem kein wirtschaftliches Ergebnis nach einem europaweiten Ausschreibungs- und Vergabeverfahren in Q4/2020 für die Beschaffung des Kompressors erzielt werden konnte, wurde in Q1/2021 ein neues Verhandlungsverfahren ohne Teilnahmewettbewerb gestartet. Nach technischen Gesprächen mit mehreren Firmen wurde ein geeigneter Zulieferer identifiziert und die Beauftragung gestartet. In einer engen Zusammenarbeit zwischen den Hersteller und den Projektpartnern KIT und Sunfire wurde das finale Konzept für die Anlage erarbeitet.

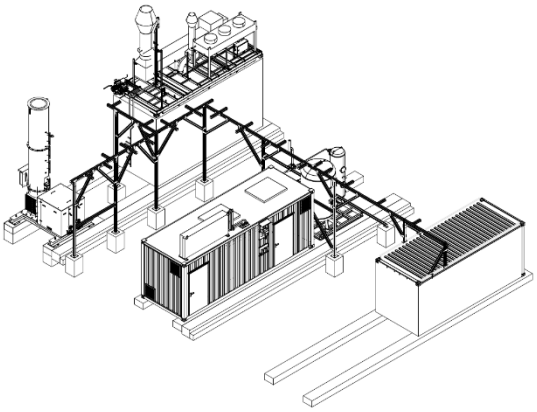
Nach erfolgreichem FAT wurde die Anlage in Q4/2021 an das KIT geliefert und aufgebaut (siehe Abbildung 23a). Die beschaffte Anlage ist eine zwei-Stufige Kolbenkompressionsanlage, die eine ölfreie Verdichtung von

Synthesegas oder Wasserstoff bis 50 bar ermöglicht. Das Synthesegas wird aus dem Co-SOEC zu dem Niederdruckbehälter geführt und nach Verdichtung in dem Hochdruckbehälter eingespeist. Die benötigte Dosierstrecke für die Einspeisung des verdichteten Synthesegases in der Fischer-Tropsch Anlage wurde erfolgreich verbaut und abgenommen.

Abbildung 22: Luftbild des Anlagenverbundes des PtX Lab am Energy Lab, KIT (Links: zu Projektbeginn bestehender Anlagenverbund. Rechts, hervorgehoben: Erweiterungsfläche im Kontext des Projekts).

a

b



c

d

Abbildung 23: Darstellung ausgewählter Komponenten der Prozesskette. (a) Foto des Kompressor mit Nieder- und Hochdruckbehälter. (b) 3D-Auftsellung der benötigten Rohrbrücken für die Verschaltung der Verdampfer-, Kompression-, Fackel- und Co-SOEC-Anlage und der zugehörigen Streifen- sowie Punktfundamente. (c) Anlieferung des Fakelsystems. (d) Infrastrukturtechnisch verbundene Synthesegasbereitstellung bestehend aus Verdampfer (hinten), Kompressor (Mitte) und Co-SOEC (vorne) sowie Sicherheitseinrichtung (Fackel, rechts hinten).

Um die Reinheitsanforderungen der Feed-Medien der Co-SOEC gewährleisten zu können, wurde für die zentrale VE-Wasser Versorgung des Energy Lab eine zusätzliche Wasseraufbereitung mit Ionentauscher sowie Messungen der Leitfähigkeit und des Siliziumgehalts des VE-Wassers implementiert. Da die Prozesskette mit angeliefertem CO_2 betrieben werden musste (vgl. Ausführungen in Subtask 5.1) wurde die Zusammensetzung des CO_2 an der Schnittstelle KIT/Sunfire durch ein externes Labor analysiert. Die Ergebnisse zeigten, dass die angeforderte Reinheit (bis zur Bestimmungsgrenze für einzelne Komponenten) eingehalten werden konnten.

AP2.2b, Subtask 5.1: Physische Integration der DAC-Anlage in den Anlagenverbund des Energy Lab
Meilensteine in der Subtask: keine

Die Realisierung der Co-Elektrolyse der Gen. 2 (siehe übergeordnete Ausführungen zu Task 5, oben) erforderte es, eine DAC-Anlage höheren CO_2-Outputs einzusetzen als ursprünglich geplant. Durch den damit verbundenen erhöhten Platzbedarf musste das Konzept der Integration der DAC Anlage ins Energy Lab dahingehend neugestaltet werden, das die DAC Anlage und die notwendige Konditionierung des CO_2 räumlich getrennt aufgebaut werden müssten. Zur Integration der DAC und Konditionierung am Energy Lab erfolgten zahlreiche technische Abstimmungen zwischen den Projektpartnern Climeworks und verschiedenen Stellen des KIT (u.a. Bauabteilung). Diese beinhalteten bspw. die Änderung der räumlichen Gestaltung des Energy Lab, die Erweiterung der KIT Infrastruktur (neue Leitungen, neue Rinnen), die Erarbeitung eines Betriebskonzepts aufgrund der höheren gestellten Anforderungen an die KIT Infrastruktur (Trinkwasser, VE-Wasser und Strom) und die Konzepte zur Qualitätskontrolle des CO_2 und dessen Einspeisung in das CO_2-Netz am Energy Lab inkl. Speicherung in flüssiger Form im vorhandenen Speichertank. Ein Konzept für die Kühlung der Anlage und dem Handhaben des Abwassers wurde ebenso erarbeitet wie baulichen Maßnahmen, wie bspw. die benötigte Betonplatte mit Verbindungen zu Regen- und Abwasserkanalisation. Die notwendigen Unterlagen für die Einrichtung einer Tektur des Bauantrags wurden vorbereitet.

Im Projektverlauf kam es auf Seiten Climeworks jedoch zu einem Schaden an dem DAC-Kollektor, weshalb innerhalb des gesetzten Projekthorizont seitens Climeworks keine DAC Anlage mit einem dem Projekt entsprechenden Entwicklungscharakter für den Verbundbetrieb am Energy Lab beigesteuert werden konnte. Die durch das Projektkonsortium und das KIT in diesem Kontext eingebrachten umfangreichen Planungen und Vorbereitungen konnte daher leider nicht im Projekt realisiert werden. Als Mitigationsmaßnahme wurde beschlossen (a) das CO_2 aus externe Belieferung zu beziehen und für die technische Umsetzung der Prozesskette über einen vorhandenen CO_2 Tank einzuspeisen, sowie (b) für die Betrachtung der DAC in der übergeordneten Prozesssimulation (vgl. Task 6) von Climeworks zur Verfügung gestellte Daten zu verwenden.

AP2.2b, Subtask 5.2: Physische Integration der Co-SOEC-Anlage in den Anlagenverbund des Energy Lab
Meilensteine in der Subtask: keine

Der Bauantrag zur Aufstellung der Co-SOEC am Energy Lab wurde mit Unterstützung von Sunfire durch das KIT erstellt und in Q2/2020 eingereicht. Dieser Bauantrag wurde durch das Regierungspräsidium genehmigt. Änderungen an der Co-SOEC, dem Kompressor und der Fackel erforderten im dann jedoch eine Tektur des Bauantrags, welche im Jahr 2021 erarbeitet wurde. Der angepasste Bauantrag wurden im Januar 2022 erneut eingereicht und durch das Regierungspräsidium im Mai 2022 genehmigt. Der FAT der Co-SOEC Anlage erfolgte in Dezember 2022 (Sunfire). Die Anlieferung der Co-SOEC an den Standort des KIT erfolgte im Juni 2023. Zur weiteren physischen Integration der Co-SOEC in den Anlagenverbund des Energy Lab erfolgten zahlreiche technische Absprachen zwischen Sunfire, KIT, Herstellern der Fackel und des Kompressors, Firmen für Engineering und Bau sowie den zentralen Abteilungen des KIT. Da u.a. aus Platzgründen keine unterirdische Lösung mit Bodenrinnen für die Kopplung Kompressor – Co-SOEC – Fackel realisierbar war, wurde ein Konzept für die Errichtung von Rohrbrücken zwischen den oben genannten Anlagen für die Medien Dampf und Synthesegas in Zusammenarbeit mit dem Engineering-Unternehmen Frintec GmbH erarbeitet (vgl. Abbildung 23b). Die entsprechenden baulichen Maßnahmen konnten in Q3/2023 abgeschlossen werden

Vorbereitend auf die Inbetriebsetzung der Gesamtanlage wurde ein Betriebskonzept der Gesamtanlage inkl. Anlagen und Infrastruktur des KITs erarbeitet. In diesem Konzept wurden Betriebsabläufe, notwendiger Austausch von Signalen und relevante sicherheitsgerichtete Abschaltungen definiert. Basierend darauf wurde eine übergeordnete Steuerung für den sicheren Betrieb des Anlagenverbunds inkl. Signalaustausch zwischen den verschiedenen Anlagen und der KIT-Infrastruktur und eine Abschaltmatrix konzeptualisiert und durch das

KIT implementiert. In diesem Kontext wurde ausgehend von der Signalaustauschliste und der Abschaltmatrix die für die Erweiterung der bestehenden übergeordneten Steuerung des Energy Lab benötigten elektronischen Komponenten (Siemens-kompatibel) identifiziert und beschafft. Aufgrund der Lage des Markts der elektronischen Komponenten war das Projektteam mit unerwartet langen Lieferzeiten konfrontiert (teilweise > 1 Jahr Lieferzeit) – alternative Anbieter konnten erfolgreich gefunden werden, sodass die Inbetriebsetzung der Co-SOEC am Energy Lab des KIT in Q1/2024 erfolgreich durchgeführt werden konnte. Abbildung 23d zeigt die infrastrukturtechnisch verbundene Synthesegasbereitstellung bestehend aus Verdampfer, Kompressor und Co-SOEC sowie Sicherheitseinrichtung und damit den erfolgreichen Abschluss dieser Subtask.

AP2.2b, Subtask 5.3: Inbetriebsetzung und Testbetrieb der Gesamtanlage
Meilensteine in der Subtask: M6 – Inbetriebsetzung der Gesamtanlage

und

AP2.2b, Subtask 5.4: Experimentelle Validierung der Anlagenverschaltung und Ermittlung der Leistungsparameter der Gesamtanlage
Meilensteine in der Subtask: M7 – Leistungsdaten der integrierten Anlage liegt vor

Wie in Subtask 5.2, bzw. eingangs Task 5 erläutert erfolgte die Inbetriebsetzung der Co-SOEC in Q1/2024. Daran anschließend konnte die Synthesegasbereitstellung durch Kopplung der Co-SOEC mit dem Kompressor und der Fackel (vgl. Subtask 5.5) gemeinschaftlich in Betrieb genommen werden. In Q1/2025 erfolgte dann die Demonstration der Prozesskette von Co-SEOC über den Verdichter, inkl. der Fackel als Sicherheitseinrichtung bis zu inkl. der FT-Synthese: Die Bereitstellung von Synthesegas über die Co-Elektrolyse hat sich dabei als sehr zuverlässig gezeigt, die Synthesegaszusammensetzung (H_2/CO-Verhältnis) konnte problemlos nach Wunsch eingestellt werden und bis zu 67 Nm³/h Synthesegas nach Verdichtung an die direkt gekoppelte FT-Synthese übergeben werden. In der Kampagne konnte zudem eine Anpassung der Betriebsstrategie erarbeitet werden, die bei der Kopplung der Co-Elektrolyse mit dem Synthesegasverdichter einen konstanten Druck am Elektrolyseausgang (keine Druckstöße) ermöglicht. Ebenso konnte die Betriebsstrategie des Verbundes derart optimiert werden, dass bei kurzzeitigem Ausfall einzelner Komponenten die Co-Elektrolyse derart entkoppelt auf ihrem stabilen Betriebspunkt verbleiben kann, dass die sonst benötigte Zeiten für sicheres Ab- und Anfahren der Co-Elektrolyse entfallen. Die gesamte Prozesskette wurde über mehrere Tage (ohne Nacht) auf mehreren stationären Betriebspunkten (Temperatur, Durchsatz) stabil betrieben, wobei CO-Umsatzgrade von bis zu 60% erreicht werden konnten. Auch die, für die Erhöhung der C-Nutzung relevante Rückführung nicht umgesetzten Synthesegases sowie kurzkettiger gasförmiger FT-Produkte zurück in die Co-Elektrolyse konnte erfolgreich demonstrierte werden: auch bei bis zu 15 Nm³/h Gasrückführung wurde die Prozesskette stabil, ohne Einfluss auf die Synthesegasqualität und -zusammensetzung betrieben. Dieser Erfolg wurde per Pressemitteilung inklusive entsprechendem Presseecho der breiteren Öffentlichkeit kommuniziert (• Pressemitteilung KIT (016/2025) zur Erfolgreichen Kopplung der Co-SOEC mit der FT-Syntheseanlage: „Produktion von nachhaltigem Flugkraftstoff wird effizienter“ (06.03.2025) https://www.kit.edu/kit/pi_2025_016_produktion-von-nachhaltigem-flugkraftstoff-wird-effizienter.php)

Die Inbetriebsetzung der gesamten Prozesskette (inkl. Kapazitätsupgrade der FT-Stufe (vgl. Subtask 5.7 + Refining) gelang jedoch leider nicht mehr im Laufe des Projektzeitraums. Als Gründe sind hier insbesondere die vielfachen, zwar inhaltlich sinnvollen dennoch erheblichen Mehraufwand bedeutenden, Anpassungen einiger Details der Projektziele und den damit verbundenen zeitlichen Verzögerungen zu nennen. Da das KIT die Inhalte dieser Subtask (betrifft ebenso Subtast 5.4) aber unverändert als höchst relevant erachtet arbeitet das KIT mit eigenen Mitteln unverändert daran die Prozesskette bis hin zum aufgearbeiteten Produkt am Energy Lab darzustellen.

Bzgl. Meilenstein M6 konnte über die erfolgreiche Demonstration der Prozesskette von Fischer-Tropsch Syncrude aus Synthesegas der Co-SEOC in Q1/2025 eine wichtiger Teilerfolg dieses Meilensteins erreicht werden, das antragsgemäße Ziel der Inbetriebsetzung der Gesamtanlage kann aber noch nicht als vollständig abgeschlossen betrachtet werden kann. Wenngleich auch wie dargelegt bzgl. der Prozesskette ausgehend von der Co-SOEC bis hin zum FT-Syncrude wertvolle Ergebnisse generiert werden konnten kann auch der Meilenstein M7 folgerichtig erst nach der Inbetriebsetzung der Gesamtanlage inkl. des FT-Kapazitätsupgrades und des Refinings als erreicht bezeichnet werden. Das KIT als ZE, sowie Sunfire als assoziierter Partner in

der dritten Phase des Kopernikus Projekts P2X haben unverändert intrinsisches Interesse daran die Prozesskette gekoppelt zu betreiben, insbesondere um über möglichst viele Betriebsstunden wertvolle Informationen zu sammeln. Der experimentellen Validierung wird damit von allen beteiligten Partnern höchste Priorität zugeschrieben – die Prozesskette soll daher in Übereinstimmung mit den Zielen der Phase III auch über die Projektlaufzeit der Phase II hinaus betrieben werden.

AP2.2b, Subtask 5.5: Beschaffung, Errichtung und IBN des Fackelsystems
Meilensteine in der Subtask: keine

und

AP2.2b, Subtask 5.6: Implementierung der Rückgasanalytik
Meilensteine in der Subtask: keine

Das Subtasks 5.5 wurden im Zuge der eingangs erläuterter nötiger Anpassungen der Infrastruktur bedingt durch die geänderte Skalierung der Co-SOEC mit dem resultierenden erhöhten Synthesegasoutput dem ursprünglichen Projektumfang hinzugefügt. Die Fackel als erforderliche Sicherheitseinrichtung wurde konzeptionell und steuerungstechnisch in das Verfahren eingebunden, beschafft, in Q4/2023 geliefert (vgl. Abbildung 23c), vor Ort integriert und anschließend in Betrieb gesetzt.

Das Subtask 5.6 wurde ebenfalls im Projektverlauf dem ursprünglichen Projektumfang hinzugefügt und betrifft die, für die Integration des 250kW Co-Elektrolysesystems erforderlichen Rückgasanalytik, durch die sichergestellt werden sollte, dass die Betriebsparameter der Co-Elektrolyse rechtzeitig auf die sich ändernde Zusammensetzung des Rückgases (z.B. bei Lastwechselversuchen) angepasst werden können, um dadurch einem zu hohen H_2O-Umsatz in der Elektrolyse und damit die Gefahr der Schädigung der Stacks zu begegnen. Hierfür wurde in enger Absprache mit dem Projektpartner Sunfire ein Online Gas-Analyzer spezifiziert, bestellt (ABB EasyLine EL3000) und im Jahr 2023 geliefert sowie in die Syntheseanlage physisch integriert und die die relevanten Signale für die übergeordnete Steuerung und das Betriebskonzept implementiert.

In der angesprochenen erfolgreichen Kopplungskampagne Co-SOEC + FT-Synthese inkl. Synthesegas-verdichter kam sowohl die Fackel als auch die Rückgasanalytik zum Einsatz. Beide Komponenten zeigten sich als funktional, wodurch die Ziele der Subtasks 5.5 und 5.6 erreicht wurden.

AP2.2b, Subtask 5.7: Erweiterung Fischer-Tropsch-Syntheseanlage
Meilensteine in der Subtask: M8 – Inbetriebsetzung der erweiterten Fischer-Tropsch-Syntheseanlage

Der Aufbau des FT-Syncrude Refiningmoduls im PtX-Lab am Energy Lab, KIT konnte im Projektzeitraum nicht vollständig abgeschlossen werden. Als Ursachen sind hier Verzögerungen beim Engineering und bei der Komponentenbeschaffung aufgrund personeller Engpässe sowie überlagert die Priorisierung der praktischen Arbeiten an der FT-Syntheseanlage zugunsten der Inbetriebnahme der Prozesskette Co-SOEC + FT-Synthese (inkl. Verdichtung und Fackel als Sicherheitsmaßnahme) gemäß des priorisierten Arbeitsplans zu nennen. Die für das Kapazitätsupgrade relevanten Anlagenkomponenten wurden beschafft, das Engineering durchgeführt und die Sicherheitsbetrachtungen (HAZOP) abgeschlossen. Für den von Sasol bereitgestellten FT-Katalysator wurde eine Apparatur entwickelt und gebaut mit der die für das Kapazitätsupgrade erforderlichen Reaktoren (4 Reaktoren: 2 parallele Stränge á 2 serielle Reaktoren) mit einem bereits aktivierten Katalysator befüllt werden können. Diese Entwicklungen sind auch für Sasol von Interesse, da diese bereits aktivierten Katalysatoren in dieser Form noch nicht in mikrostrukturierte Reaktoren implementiert wurden. Die Aktivitäten des KIT im Kontext dieses Projektes lieferten und liefern damit auch in diesem Themenfeld neue Erkenntnisse. Dennoch muss attestiert werden das der Fertigstellungszeitpunkt nicht in der Projektlaufzeit erreicht werden konnte und der Meilenstein M8 damit im Projektzeitraum als nicht erreicht gilt. Wie auch schon in Substask 5.4 vermerkt erachtet das KIT den Betrieb der Gesamtanlage aber unverändert als höchst relevant und arbeitet daher mit eigenen Mitteln unverändert daran die Prozesskette bis hin zum aufgearbeiteten Produkt am Energy Lab darzustellen um so auch zielführende Erkenntnisse der dritte Förderperiode beizusteuern.

AP2.2b, Task [6]: Prozesssynthese und -analyse
Meilensteine in der Task: keine

Das KIT erarbeitete in dieser Subtask eine Prozesssimulation der PtL-Prozesskette welche alle im Projekt betrachteten Prozessschritte beinhaltet, namentlich DAC, Co-SOEC, Kompression, FT-Synthese, Produktrefining, Produktseparation (Heiß- und Kaltfallen). Besonderes Augenmerk wurde auf eine optimale stoffliche sowie energetische (Wärme) Integration aller Prozess*schritte* in die integrierte Prozess*kette* gelegt. In diesem Kontext koordiniert das KIT zahlreiche Absprachen mit den technischen Partnern (Climeworks, Sunfire, Ineratec) und implementiert die Entwicklungsziele aller Partner hinsichtlich unterschiedlicher Stützjahre (DAC, Climeworks) bzw. Wirkungsgrade (Co-SOEC, Sunfire). Die Simulation und die zugrundeliegenden technischen Daten wurden im Projektverlauf stetig verbessert und geschärft. Um praxisrelevante Daten auch für die LCA und TÖA im Roadmapping-Prozess generieren zu können wurde die Anlagengröße auf 100MW Elektrolyseleistung festgelegt. Die Roadmap 4.0[17] fasst die daraus abgeleiteten Ergebnisse hinsichtlich der Nachhaltigkeit (LCA) und Ökonomie (TÖA) zusammen. Aus technischer Sicht zeigt Abbildung 24 die Ergebnisse der Prozesssimulation hinsichtlich der Energieströme (auch in einem Buchkapitel veröffentlicht : D. Dhamo, D. Hess, M. Rubin, R. Dittmeyer*:* SOEC-based production of e-fuels via the Fischer–Tropsch route. In: Werner Sitte, Rotraut Merkle (Ed.), High-Temperature Electrolysis - From fundamentals to applications. IOP Publishing Ltd. (2023). doi: 10.1088/978-0-7503-3951-3).

Auf Basis der Massen- und Energiebilanzen lässt sich für die Prozesskette in der betrachteten Skalierung von 100MW Elektrolyseleistung in Abhängig des zugrunde gelegten Wirkungsgrade der Co-SOEC ein Gesamtwirkungsgrad bezogen auf den oberen Heizwert der Produkte im Bereich 52% (Wirkungsgrad Co-SOEC: 80%) bis 57% (Wirkungsgrad Co-SOEC: 90%) attestieren. Diese Werte bestätigen einerseits die Relevanz und Sinnhaftigkeit einer hohen Prozessintegration und damit Nutzung von Synergien, andererseits aber auch dass über solche Wege erzeugte synthetische Kraftstoffe insbesondere in nicht bzw. schwer zu elektrifizierenden Sektoren Anwendung finden sollten. Entsprechend hat sich das KIT auch basierend auf den Ergebnissen dieser Taks und den abgeleiteten Betrachtungen des Roadmapping Prozesses in AP2.3b, Task 7 für eine Ausrichtung des Demonstrationsprojektes „P2Fuels“ in der dritten Förderperiode auf Sustainable Aviation Fuels eingesetzt.

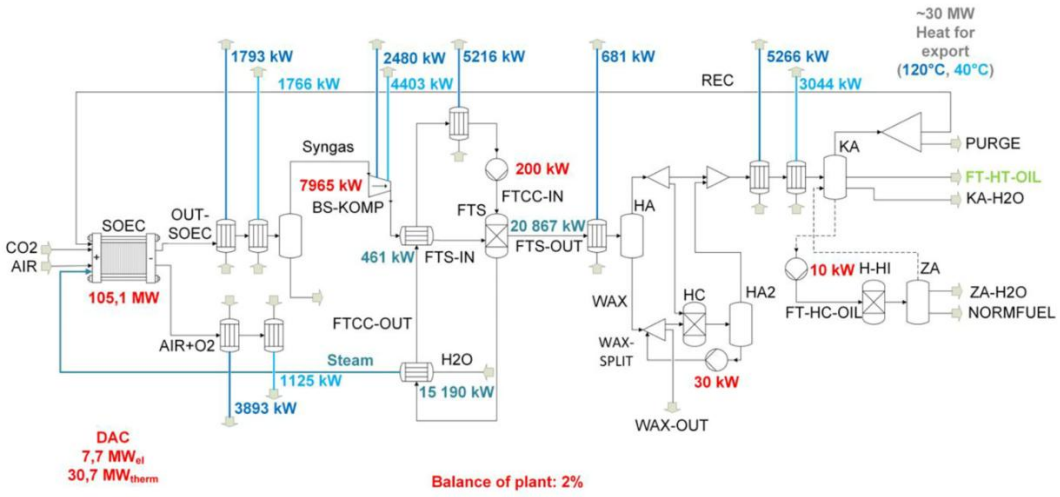


Abbildung 24: Prozessfließbild der PtL Prozesskette. Dabei farblich hervorgehoben: elektrischer Energiebedarf (rot), Abwärme bei 120°C (dunkelblau), Abwärme bei 40°C (hellblau). Abbildung entnommen aus D. Dhamo et al., In: Werner Sitte, Rotraut Merkle (Ed.), *High-Temperature Electrolysis - From fundamentals to applications*. IOP Publishing Ltd. (2023). doi: 10.1088/978-0-7503-3951-3.

[17] https://www.kopernikus-projekte.de/lw_resource/datapool/systemfiles/elements/files/EC7C18F68BCE7C0DE0537E695E86F60F/live/document/221025_DEC_P2X4_V08_Web.pdf

2.4 AP2.3b – Dezentrale Produktion normgerechter Kraftstoffe

AP2.3b, Task 0: Koordination
Meilensteine in der Subtask: M2 und M5 – Informations- und Datenweitergabe an das Roadmapping

Die Koordinationsaufgaben in AP2.3b erfolgten Hand in Hand mit denen der Task 0 in AP2.2b. Für die Darstellung der Aktivitäten und Ergebnisse sei daher auf die entsprechenden Ausführungen in AP2.2b verwiesen.

Die Meilensteine M2 und M5 der Task 0 in AP2.3b wurden über die Datenweitergabe für eine 100 MW-Prozesskette für die Roadmap 3.0 (Meilenstein M2) sowie daran anschließend die Sammlung und Übergabe der, durch neue Erkenntnisse aus Weiterentwicklung und Prozesssimulation gewonnenen aktualisierten Daten (Energie-, Massenbilanz, Informationen zu Bau und Betrieb) der 100 MW-Prozesskette für die Roadmap 4.0 (Meilenstein M5) erfüllt.

AP2.3b, Task 1: Flexible Produktion von FT-Kraftstoffen
AP2.3b, Subtask 1.1: Synthese von Ottokraftstoff, Kerosin und Diesel
Meilensteine in der Subtask: M1a, M1b und M1c – Verfügbarkeit von je 200 Liter PtL-Diesel (1a), -Kerosin (1b) und -Ottokraftstoff (1c).

und

AP2.3b, Subtask 1.3: Betrieb mit schwankenden Eingangsparametern
Meilensteine: keine

und

AP2.3b, Task 2: Kraftstoffaufbereitung zur Erreichung der Norm
Meilensteine in der Task: M4 – Bewertung der erzielten Kraftstoffqualitäten

Die Produktionskampagnen mit der skalierungsseitig aufeinander abgestimmten Prozesskette konnten aufgrund der in AP2.2b, Taks 5 beschriebenen Verzögerungen im Projektverlauf nicht antragsgemäß stattfinden.

Nach dem auch über das Projektende hinaus durch das KIT aus Eigenmitteln vorangetriebene Umbau (Kapazitätsupgrade der FT-Syntheseanlage auf zwei parallele Reaktorstränge) werden dann täglich bis zu 300 Liter FT-Syncrude hergestellt werden können. In diesem Zuge erfolgt auch der finale Aufbau des Refiningmoduls zur Aufarbeitung des FT-Syncrude zu synthetischem paraffinischem Kerosin (SPK): In einem zweiten verfahrenstechnischen Container wird über ein zweistufiges Verfahren (hydrierende Spaltung und Isomerisierung/Hydrierung) das FT-Syncrude dann weiter hin zum Zielprodukt SPK aufbereitet. Auch wenn im Projektverlauf eine nicht unerhebliche Probenmenge an FT-basierten PtX Produkten (FT-Syncrude und per Cracking und Hydrierung/Isomerisierung aufgearbeitetes FT-Syncrude sowie die destillativ getrennten Fraktionen) für tiefergehende Analysen durch Projektpartner zur Verfügung stellen konnte (siehe folgende Ausführung), wurde die in den Meilensteinen M1x anvisierte Produktionsmenge von 200L je Fraktion nicht erreicht.

Über die in AP2.2b, Task 4 beschriebene Mitigationsmaßnahme konnten etwa 100kg FT-Crude dem Hydrocracking und der Hydroisomerisierung unterzogen werden. Zudem wurde in Q3/2020 über eine Versuchskampagne mit CO aus einem Trailer und H_2 aus der PEM-Elektrolyse am Energy Lab auch unter den damals herausfordernden Corona-Bedingungen im Dreischichtbetrieb durch KIT-Mitarbeitende mit Unterstützung von INERATEC neben knapp 100L FT-Syncrude wertvolle Betriebserfahrung gesammelt. Auch im Rahmen der erfolgreichen Kopplungskampagne von Co-SOEC, Kompressor und FT-Synthese (vgl. AP2.2b, Task 5.3 und 5.4) konnten größere Mengen (hochgerechnet 100 Liter/Tag FT-Syncrude (Öl- und Wachsphase zusammen)) aus dem, von der Co-Elektrolyse bereitgestellten Synthesegas erzeugt werden. Dadurch war es dem Projektkonsortium möglich die wesentlichen Fragestellungen hinsichtlich der Produktqualität(en) sowie -eignung für unterschiedliche Anwendungsszenarien zu beantworten. Die wesentlichen Ergebnisse besonders aus den Charakterisierungen ausgewählter Proben hergestellt über eine kleinere Containeranlage in Kooperation mit dem Projekt Powerfuel als Mitigationsmaßnahme (Route „A“) und hergestellt über die PtL-Anlage am Energy Lab (Route „B“) sollen im Folgenden zusammengefasst werden (die Analyse und Charakterisierung erfolgte in anderen (Sub)tasks ohne direkte KIT-Beteiligung):

Für beide Routen (Abbildung 25 und Abbildung 26) lässt festhalten, dass durch die durchgeführten Aufarbeitungsschritte und Destillation die Verteilungskurven in den Sollbereich überführt werden konnten. Über die Isomerisierung/Hydrierung konnten stets erfolgreich Olefine abgesättigt sowie sauerstoffhaltigen Verbindungen entfernt werden. Zudem zeigte sich durch die Analysen des projektpartners DLR, dass der in Route B gewählte Katalysator bei den angewendeten Betriebsbedingungen keine ausreichende Isomerisierungsaktivität aufweist, welche aber zwingend erforderlich ist, um den Anteil der Isomere ausreichend zu erhöhen.

Hinsichtlich der Kraftstoffqualität unterschieden sich die Proben aus den beiden dargelegten Routen z.T. deutlich. Die bereits in der chemischen Analyse (GCxGC) erkenntlichen Unterschiede (bspw. Isoemerengehalt) zwischen den Aufbereitungsansätzen zeigen sich auch in der Bewertung der Kraftstoffqualität welche Gegenstand der Charakterisierungstasks 3, 4 und 5.1 ohne direkte KIT-Beteiligung waren.

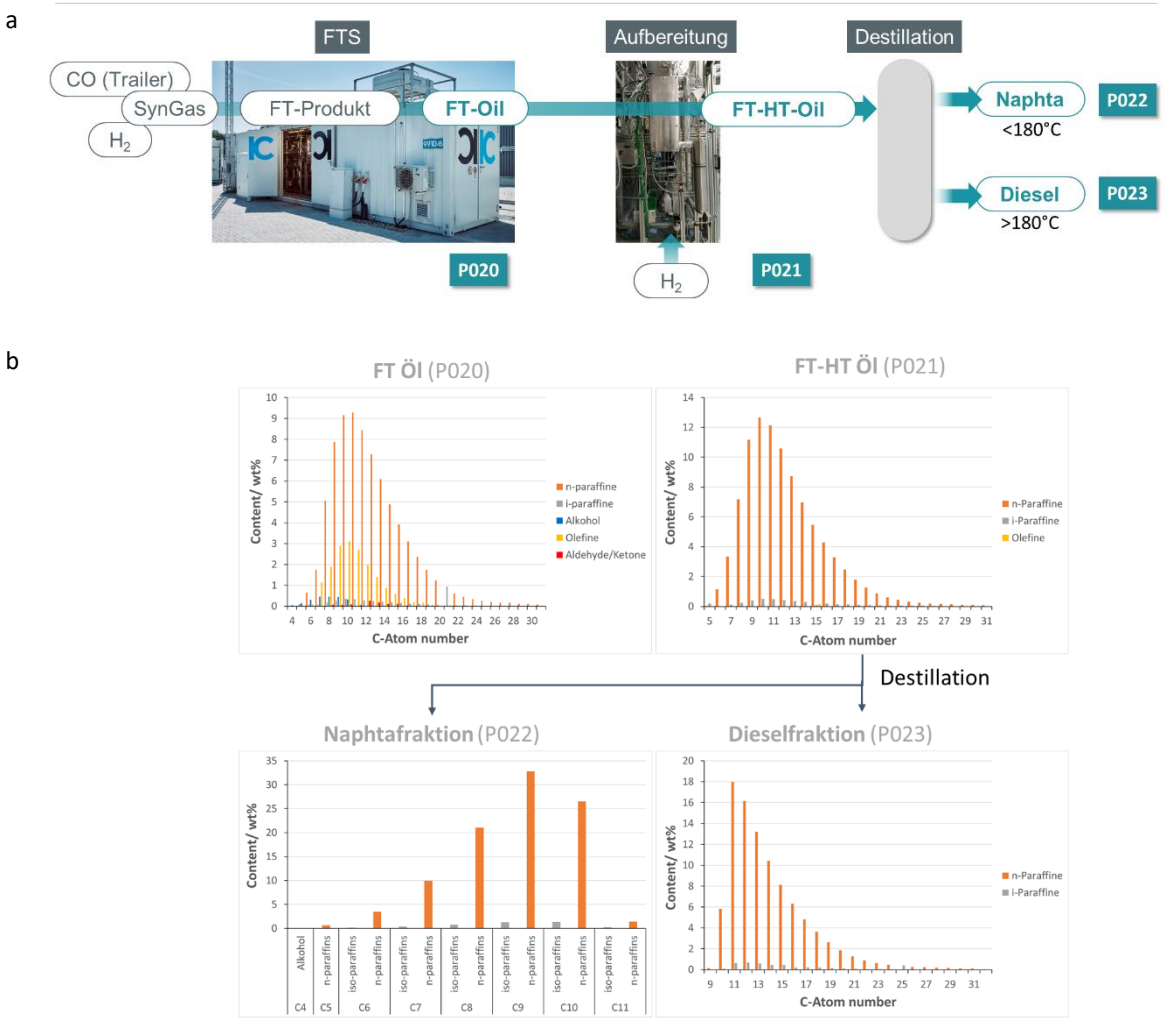


Abbildung 25: Historie und Probenbezeichnung ausgewählter Proben die im Projektverlauf einer tiefergehende Charakterisierung unterzogen wurden, hergestellt über eine kleinere Containeranlage in Kooperation mit dem Projekt Powerfuel als Mitigationsmaßnahme (Route „A“).

Abbildung 26: Historie und Probenbezeichnung ausgewählter Proben die im Projektverlauf einer tiefergehende Charakterisierung unterzogen wurden hergestellt über die PtL-Anlage am Energy Lab (Route „B“).

Der Kerosinschnitt (SPK), der mit dem in Kopernikus Phase II vorgeschlagenen Verfahren hergestellt wurde, entspricht der ASTM D7566 Norm und könnte somit fossilem Kerosin zugemischt werden.

Neben der SPK-Fraktion wurde vor allem Naphtha als Nebenprodukt erhalten sowie in geringerem Umfang Diesel.

- Eine Verwendung der Nahpthafraktion als Ottokraftstoff zeigte sich als tendenziell nicht anzuraten bzw. würde umfangreiche Anpassungen erfordern, wohingegen die Dieselfraktion zumindest als Sommerware eines paraffinischen Dieselkraftstoffs geeignet ist.
- Die Fa. BASF (im Rahmen einer mit den Projektpartnern abgestimmten bilateralen Vereinbarung zwischen dem KIT und der BASF), attestierte nach Charakterisierung einer Naphta Probe welche durch Hydroisomerisierung von FT-Öl und anschließende Fraktionierung erhalten wurde dieser Fraktion eine gute Qualität mit Blick auf den Einsatz des e-Naphta als Cracker-Feed zur Herstellung von Olefinen.

Somit kann grundsätzlich von einer systemdienlichen Verwendbarkeit aller drei Produktfraktionen der e-Fuels ausgegangen werden. Dennoch ist die Erzeugung von SAF (SPK) einerseits hinsichtlich der guten nachgewiesenen Eigenschaften der im Projekt verfolgten Herstellungsroute und andererseits aufgrund der hohen Relevanz bzgl. der THG-Minderung des schwer bzw. nicht elektrifizierbaren Flugsektors hervorzuheben. Entsprechend wurde der Fokus in der dritten Phase des Kopernikus-Projekts P2X klar auf SAF gelegt. Die ganzheitliche Verwertung aller Produktfraktionen wird aber auch weiterhin systematisch adressiert: Die BASF ist als assoziierter Partner Teil des Projektkonsortiums in Kopernikus P2X III, um die Verwendung des Naphtha in diesem Kontext weiter zu verfolgen. Die Verwendung von aufbereitetem e-Naphta

für bspw. Motorsägen wird in P2X III durch den assoziierten Partner STIHL und die potenzielle Verwertung der höhersiedende Fraktion durch den assoziierten Partner CLAAS (Diesel für Landmaschinen) betrachtet.

Der Meilenstein M4 kann somit als teilweise erreicht angesehen werden. Auch wenn die Bewertungsergebnisse nicht auf den via M1x anvisierten Mengen der einzelnen Fraktionen beruhen so sind die Ergebnisse dennoch aussagekräftig. Die Inhalte der (Sub)Task 1.1, 1.3 und 3 werden durch das KIT aber über das Projektende hinaus fortgeführt. Zudem ist der Inhalt des Meilensteins unverändert auch Gegenstand der Arbeiten in Phase III, wodurch sich ein fließender Übergang der Arbeiten ergibt.

AP2.3b, Subtask 1.2: Erstellung eines dynamischen Modells

Meilensteine in der Subtask: M3 – Dynamisches Modell der integrierten Anlage etabliert

Die stationäre Simulation der Prozesskette wurde erfolgreich in Aspen Plus Dynamics exportiert. Die Ergebnisse der dynamischen Simulation in Aspen Dynamics stimmen mit den Ergebnissen der stationären Simulation überein, was die erfolgreiche, nicht triviale Überführung in die dynamische Simulation bestätigt. Die dynamische Simulation ermöglicht es, die Reaktion der Prozesskette nach Änderung eines Eingangsparameters, wie z.B. Anfahrprozesse (Abbildung 27a) oder nach Änderung des CO_2-Eingangsstromes (Abbildung 27a), als Funktion der Zeit zu analysieren.

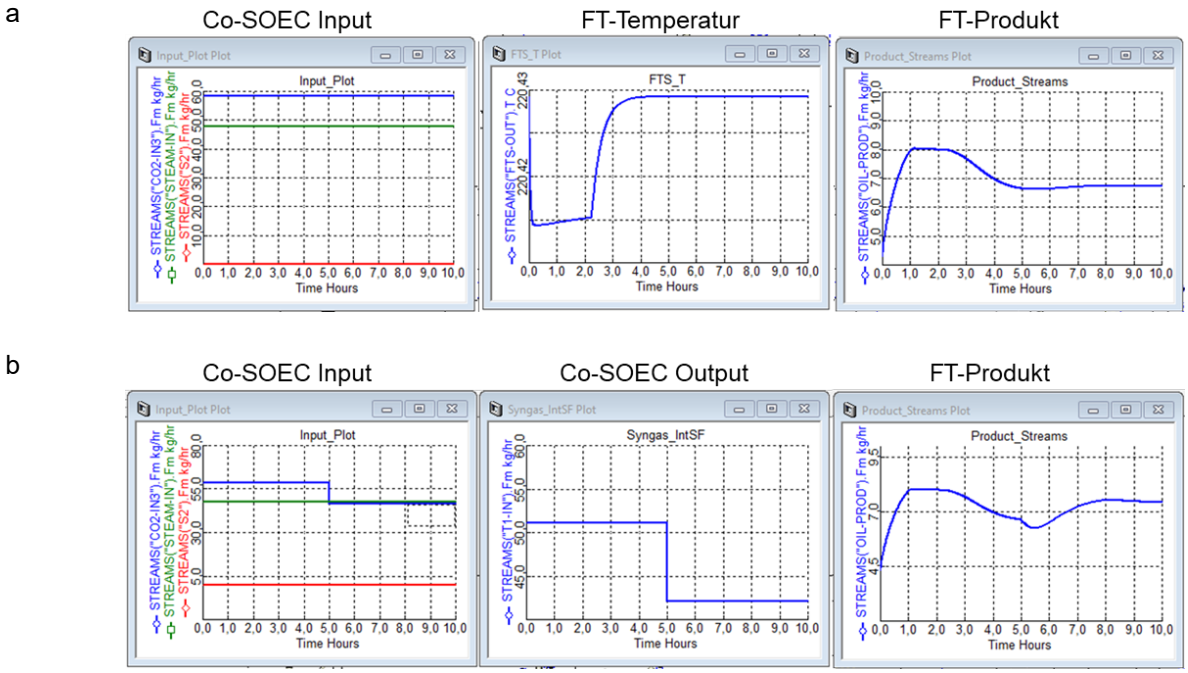


Abbildung 27: Exemplarische Ergebnisse der dynamischen Prozesssimulation für (a) den Anfahrtsprozess und (b) nach einer Sprungvariation von -15% im CO_2 Feed.

Ein vergleichbares dynamisches Modell wurde zudem mit der Software AVEVA implementiert, auch dieses umfasst alle relevanten Prozessschritte. Die dynamischen Modelle können damit als etabliert angesehen werden (Meilenstein M3 erreicht).

Mit dem dynamischen Modell in AVEVA wurden verschiedene Kopplungsszenarien mit variablen Feedströmen untersucht. Die Modelle ermöglichten zudem die Implementierung unterschiedlicher Regelungskonzepte zur Stabilisierung der Anlage und des transienten Betriebs. Darüber hinaus wurde ein Scale-up der containerbasierten Anlagen auf eine industrielle Größenordnung mit rund 100 MW Elektrolyse-Anschlussleistung (siehe exemplarisch Abbildung 28) durchgeführt sowie Technologien zur Abwasseraufbereitung integriert.

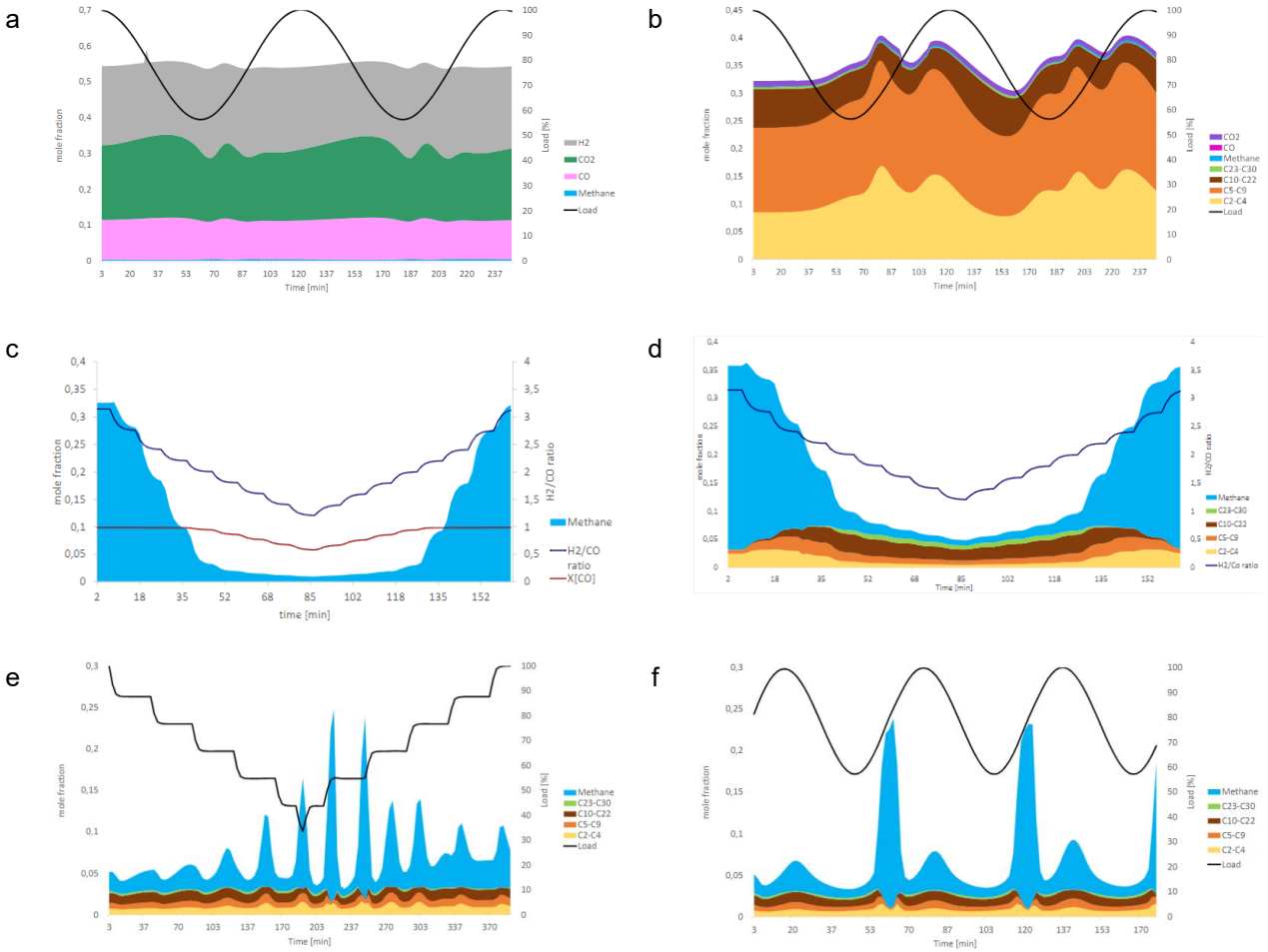


Abbildung 28: Einfluss des transienten Betriebs auf eine PtL-Prozesskette basierend auf einem PEM-Elektrolyseur mit einer Anschlussleistung von 100 MW (entspricht einem maximalen Feedstrom von $1825\,\mathrm{kg\,h^{-1}}$) sowie RWGS zur Synthesegaserzeugung. Dabei: Produktzusammensetzung des RWGS- (a) und FT-Reaktors (b) während eines transienten Anlagenbetriebs mit einer sinusförmigen Lastvariation (Periode $T = 2\,\mathrm{h}$) zwischen 100 % und 55 % der Nennleistung (bezogen auf den PEM-Elektrolyseur). Stufenweise Variation des $\mathrm{H_2/CO_2}$-Verhältnisses im RWGS (c) und im FT-Reaktor (d) zur Analyse des Einflusses auf die Methanbildung. Vergleich der Produktzusammensetzung im FT-Reaktor unter stufenweisem Betrieb (e) sowie bei sinusförmiger Lastführung (f).

Das dynamische Modell wird ungeachtet des erfolgreichen Abschlusses dieser Subtask auch darüber hinaus in Kopernikus P2X III genutzt werden, um die Ergebnisse der Betriebskampagnen auch theoretisch greifen zu können.

AP2.3b, Task 7: Planung der Demonstration in Phase 3

Meilensteine im Task: keine

In Task 7 wurden projektbegleitend intensiver Gespräch mit potentiellen Partnern für die Umsetzung eines Demonstrationsvorhabens in der dritten Phase des Kopernikus Projektes geführt. Die Aktivitäten des KIT mündeten in der erfolgreichen Bewilligung des Demonstrationsprojekts „P2Fuel“ im Kopernikus Projekt „P2X“ Phase III.

2.5 Roadmapping

Roadmapping, Task 2: Nachhaltigkeitsanalyse

Roadmapping, Subtask 2.1: Life Cycle
Meilensteine in der Subtask: M2.1-1 – Datenübergabe von Ergebnissen aus der ersten Phase, M2.1-2 – Rückspiegelung der Zwischenergebnisse an die APs, M2.1-3 – Übergabe der Zwischenergebnisse an Task 4, M2.1-4 – Rückspiegelung der Zwischenergebnisse an die APs, M2.1-5 – Übergabe der Endergebnisse an Task 4

und

Roadmapping, Subtask 2.3: Techno-ökonomische Analyse
Meilensteine in der Subtask: M2.3-1 – Datenübergabe von Ergebnissen aus der ersten Phase, M2.3-2 – Übergabe der Zwischenergebnisse an Task 4, M2.3-3 – Übergabe der Endergebnisse an Task 4

Die Meilensteine Meilenstein M2.1-x sowie die Meilensteine M2.3-x wurden erreicht.

Zum Thema Nachhaltigkeitsbewertung fand in P2X II im Wesentlichen eine bruchlose Fortsetzung der Arbeiten der ersten Förderphase statt. Der Schwerpunkt lag auf der Umwelt- und Kostenbewertung mit Lebenszyklus bezogenen Methoden (LCA - Life Cycle Assessment, LCC - Life Cycle Costing). Den Rahmen im Kontext des Gesamtprojektes bildete die Roadmap, die u.a. auch Potenzialanalysen und Akzeptanzanalysen enthält. Wie in der ersten Förderphase war die enge Interaktion mit den technischen Arbeitspakten wesentlicher Teil der Nachhaltigkeitsbewertung. Die Etablierung verlässlicher Informationskanäle leistete einen wichtigen Beitrag zu einer zuverlässigen Analyse der betrachteten Systeme (vgl. Tasks 0 der AP2.2b und AP2.3b). Die wesentlichen Fortschritte der Nachhaltigkeitsbewertung hinsichtlich ihrer Belastbarkeit wurden durch die Implementierung aktueller Messdaten bzw. daraus abgeleiteter Rechenwert erreicht, da diese Daten nicht nur eine Verbesserung der Technologiereife, sondern auch deren Bewertbarkeit repräsentierten.

Technischer Untersuchungsgegenstand war die Produktion bzw. Produktion und Nutzung von eKerosin. Abbildung 29 zeigt das Schema der Bereitstellungskette, die sich grob in folgende Hauptprozessschritte gliedert: CO_2-Bereitstellung, Hochtemperatur-Co-Elektrolyse von Wasserdampf und CO_2, Fischer-Tropsch-Synthese und Aufbereitung des FT-Syncrudes. Wesentliche konzeptionelle und quantitative Grundlage des Schemas und damit des durch das KIT im Roadmapping Prozess eingesetzten Modells sind Simulationen des KIT aus AP2.2b, Task 6.

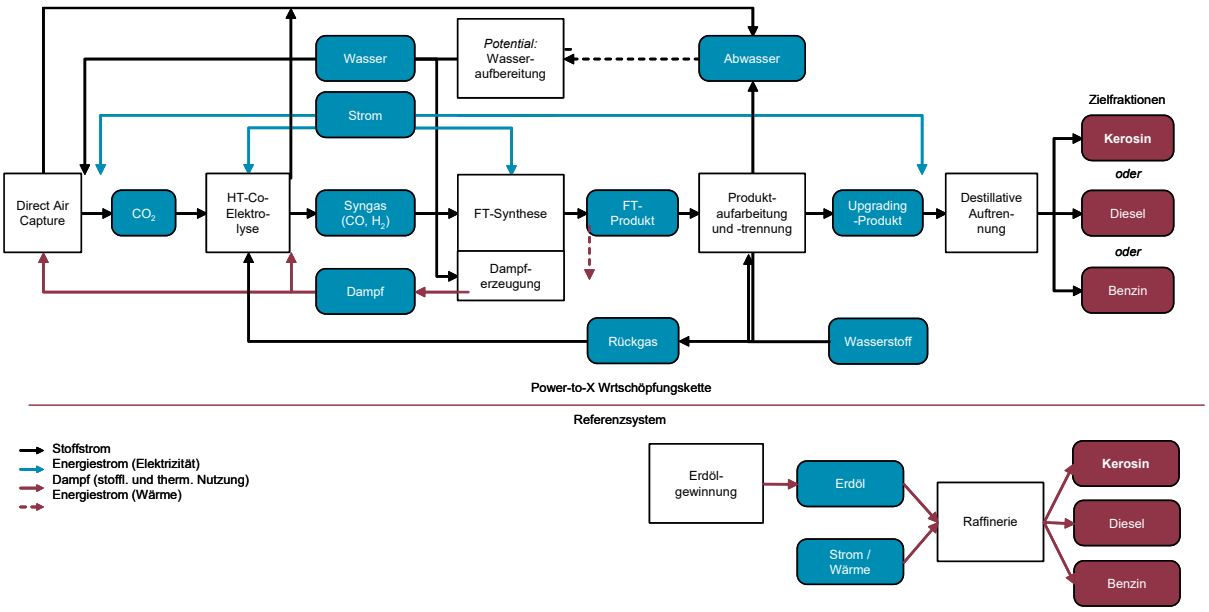


Abbildung 29: Schema des im Roadmapping-Prozess analysierten Konzepts.

Im Laufe des Projektes wurden verschiedene Änderung hinsichtlich Systemcharakteristika, Parameter usw. durchgeführt. Die Festlegungen erfolgten für Umweltaspekte und Kosten in gleicher Weise.

- Produktnutzung: Wegen der größeren Relevanz wurde der Einsatz des FT-Kerosins im Personen- statt Frachtluftverkehr betrachtet.
- Deckung des H2-Bedarfs: Gesamtbedarf von Fischer-Tropsch und Hydrotreatment kann aus verschiedenen Prozessen gedeckt werden. Die Implementierung einer PEMEC ist einfacher als die Ausrichtung der SOEC auf ein entsprechendes Mischungsverhältnis.
- Wärmerückgewinnung: Nutzbare Wärme fällt auf verschiedenen Temperaturniveaus an. Aufgrund des geringen Effekts der Niedertemperaturwärmenutzung ist die Beschränkung der Nutzung auf die Hochtemperaturwärme sinnvoll.
- CO2-Quellen: DAC gehört zu den Hauptenergieverbrauchern des gesamten Konzeptes. Mit CO2 aus einer Punktquelle (Zementwerk) wurde eine Variante betrachtet, die zur Etablierung des Konzeptes nötig ist und möglicherweise auf Dauer die einzige Anwendung bleibt.
- Strommixe: Es wurden die von der Energie-Gruppe erarbeiteten Mixe für Deutschland 2020, 2030 und 2050 angesetzt.
- Sensitivitätsanalysen: Wegen ihrer hohen Anteile an den Verbräuchen von Strom und Wärme wurden die Werte für DAC und Hochtemperatur-Co-Elektrolyse variiert.
- Bauaufwand, Betriebsweise und -effizienz: Die entsprechenden Parameter wurden gemäß Angaben der technischen Partner aktualisiert bzw. vervollständigt.

Wesentliche Ergebnisse lassen sich folgendermaßen skizzieren, eine ausführliche Darlegung aller Ergebnisse ist über die Roadmap-Dokumenten „PtX-Roadmap 3.0“ (August 2021[18]) und „PtX-Roadmap 4.0“ (Oktober 2022[17]) der breiten Öffentlichkeit zugänglich gemacht:

- Der Strommix dominiert die Gesamtergebnisse.
- Im Vergleich zur fossilen Referenz resultieren mit deutschem Netzstrom zur PTX-Synthese erst im Jahr 2050 deutlich geringere THG-Emissionen.
- Die Annahmen zur Entwicklung der Energieverbräuche von DAC und Punktquelle führen in 2050 zu sehr ähnlichen Umweltwirkungen der Gesamtketten.
- Der Break-even-Point liegt bei niedrigeren spezifischen Emissionen als bei der 3. RM (ca. 122 statt ca. 150 g CO2-Äq. / kWh), vor allem durch höheren angenommenen Strom- und Wärmebedarf der DAC.
- Bau der Anlagen und Produktion Hilfsstoffe haben verglichen mit dem Strombedarf nur geringen Anteil an den Gesamtemissionen.
- Für die Kosten ergeben sich analoge Ergebnisse, allerdings mit einer Ausnahme: Selbst im Jahr 2050 resultieren FT-Kosten, die um den Faktor 3,5 höher sind als die der fossilen Referenz. (erarbeitet in Kooperation mit DLR ITT)

Zu beachten ist, dass die Ergebnisse auf Simulationen, Daten von Labor- und Pilotanlagen sowie Szenarien basieren. Sie sind daher mit erheblichen Unsicherheiten behaftet. Mit hoher Wahrscheinlichkeit erfordern robuste Vorteile des eKerosins weitere verfahrenstechnische Fortschritte und die Realisierung optimaler Szenarien der Strombereitstellung bzw. die Wahl optimaler Standorte und damit Aspekte wie sie in der dritten Förderperiode des Kopernikus-Projektes P2X im Demonstrationsvorhaben „P2Fuels“ adressiert werden.

3 Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Der überwiegende Teil der im Projekt entstandenen Kosten entfiel auf Personal. Darüber hinaus mussten für die verschiedenen Versuchsanlagen in den einzelnen Teilvorhaben in erheblichem Umfang Investitionen für Geräte und Komponenten sowie Ausgaben für den Betrieb getätigt werden.

[18] https://www.kopernikus-projekte.de/lw_resource/datapool/systemfiles/elements/files/CBE2878A53D522EEE0537E695E868061/live/document/DEC_P2X_II_V06_Online_small.pdf

4 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Projektarbeit

Durch mit öffentlichen Mitteln durchführte Forschungsförderung ist es möglich, die Vorlaufzeiten bis zu einer großtechnischen Implementierung neuer Reaktions- und Prozessrouten deutlich zu verkürzen und so die finanziellen Risiken zu reduzieren. Eine wirtschaftliche Entwicklung der, in den hier betrachteten Vorhaben grundsätzlich neuer Technologien war und ist im Rahmen eines industriellen Entwicklungsprogrammes auch mit Partnern aus Wissenschaft und Industrie nicht möglich. Damit die Hürde zur Wirtschaftlichkeit und damit das übergeordnete Ziel des Kopernikus-Vorhabens „P2X“ überwunden werden kann, bestand so in Teilen auch die Notwendigkeit zur Förderung involvierter Industriepartner.

Die wissenschaftlich motivierten Aufgaben des KIT in den unterschiedlichen Skalierungen – von den Laboruntersuchungen in AP1.2b und AP2.2a bis hin zur praktischen aber dennoch forschungslastigen Umsetzung am Energy Lab – bedurfte der Bereitstellung von Mitteln aus der Forschungsförderung. Erst durch die Bereitstellung dieser Mittel ergaben sich beste Chancen für eine schnelle und erfolgreiche Weiterentwicklung und Validierung der betrachteten Prozessrouten was sich letztendlich auch in der Überfühung in die Demoprojektierung in Phase III manifestierte.

Der Verlauf der Arbeit im Projekt folgte der im Projektantrag formulierten Planung, jeweils eingebettet in die in Abschnitt 1.3 dargestellte Arbeitspaketstruktur. Die in diesem Schlussbericht beschriebenen Forschung- und Entwicklungsergebnisse sowie die in Abschnitt 5 dargelegte weitere Nutzung und Verwertung der Ergebnisse belegen neben dem Erfolg des Vorhabens auch die Angemessenheit der geleisteten Arbeit.

5 Nutzen und Verwertbarkeit des Ergebnisses im Sinne des Verwertungsplans

Die wissenschaftlichen Ergebnisse des Projektes wurden umfassend auf nationalen und internationalen Konferenzen der Fachöffentlichkeit vorgestellt sowie in Fachzeitschriften veröffentlicht, solche mit KIT-Beteiligung sind in Abschnitt 7 gelistet. Auf Basis der im Projekt erzielten Ergebnisse konnten Anschlussprojekte erfolgreich eingeworben werden. Zu nennen sind hier insbesondere die Fortführung der Arbeiten in der dritten Phase des Kopernikus Projektes P2X im Demoprojekt “P2Fuels” in dem die Herstellung von aufgearbeitetem FT-Crude als Kraftstoff insbesondere für den Flugverkehr (Sustainable Aviation Fuel, SAF) sowie als P2X-basierter Ersatzkraftstoff für schwer zu elektrifizirende Anwendungsgebiete (Diesel und hochoktaniger Otto-Kraftstoff für Landmaschinen sowie bspw. Motorsägen) und alternativer Einsatzstoff für die chemische Industrie im Fordergrund steht. Der Erfolg dieser Einwerbung ist direktes Ergebnis des Task 7 in AP2.3b. Mit der INERATEC Gmbh steht in dieser dritten, auf die Demonstration fokussierende Projektphase ein Partner aus der ersten Stunde bereit die Ergebnisse und Erfolge der nunmehr zwei Kopernikus-Phasen in die industrielle Umsetzung zu tragen, eng begleitet vom KIT das die das Demonstrationsprojekt in der Dritten Phase koordiniert und dem es per Sprecherschaft vorsteht.

Wie mehrfach erwähnt legte das Projektkonsortium in der zweiten Phase des Kopernikus-Projekts großen Wert auf die Kommunikation der Projektergebnisse nach außen. Die in der zweiten Projektphase etablierten Formate werden in der dritten Förderphase weiterentwickelt und durch zusätzliche Elemente ergänzt. Das KIT ist hierbei bspw. involviert durch die Übernahme der Rolle von einer der beiden Sponsoren der Kopernikus-übergreifenden Arbeitsgemeinschaft “Transfer”, durch entsenden von Lektoren für die P2X-Ringvorlesung und P2X Sommerwerkstatt, aktive Mitgestaltung der Aktivitäten Rund um die Power2Change[2] Ausstellungsreihe (Energiemobil[19], Babble Bubble[20], ...) sowie der Aktivitäten bzgl. des Outreach über etablierte Youtube-Kanäle.

Die direkten Entnahme von CO2 aus der Luft verfolgt das KIT u.a. über die Projekte DACStorE[21] und betreibt in diesem Kontext auch Capacity Building über die Research School for Negative Emissions Technologies (NETs@Helmholts[22]). Neuartige DAC-Ansätze werden durch das KIT im “Rooftop Lab” als Teil des PtX Labs

[19] https://power2change-energiewende.de/energiemobil/brandenburg-und-berlin
[20] https://www.kopernikus-projekte.de/babbel-bubble
[21] https://www.dacstore-project.com/de
[22] https://www.dacstore-project.com/de/research-school-nets-helmholtz

am Energy Lab praktisch untersucht: Die integration von DAC Anlagen unterschiedlichser Technologien integriert in die Gebäude-Lüftung mit speziellem Fokus auf einem intelligenten Wärmemanagement bei der Kopplung der DAC mit Elektrolyse und Wärmespeicher.

Die Thematik der “Modulare Integrierte Containerlösungen” (AP2.2b) wurde zudem im Rahmen des Wasserstoff Leitprojektes “H2Mare” (BMFTR) im Projekt “PtXWind”[23] gemeinsam mit Partnern auf den visionären Anwendungsfall einer sprichwörtlichen Insellösung übertragen: Die Anwendung von P2X-Prozessketten für die Speicherung von offshore gewonnener Windenergie in chemischer Form. Konkret erfolgt das proof-of-concept durch eine dem AP2.3b entsprechenden Prozesskette bestehend aus der CO2 Gewinnung mittels DAC, Synthesegaserzeugung über ein Hochtemperatur Co-Elektrolyseverfahren und dessen Umsetzung durch die Fischer-Tropsch Synthese hin zu einem FT-Syncrude hoher Energiedichte.

6 Während der Durchführung des Vorhabens bekannt gewordener Fortschritt auf dem Gebiet des Vorhabens bei anderen Stellen

Im Kontext der Aktivitäten rund um die Synthese FT-basierter Kraftstoffe (somit AP2.2b/AP2.3b) wurden auch während der zweiten Förderperiode zahlreiche industriegeführter Demonstrationsprojekte bzw. Erfolge – auch unter Beteiligung der Projektpartner Sunfire und INERATEC angekündigt bzw. öffentlich gemacht. Zu nennen sind alleine von Januar bis Mai 2025 exemplarisch:

- Ankündigungen:
  - INERATEC und Rheinmetall planen Pilotprojekt https://www.ineratec.de/de/news/ineratec-und-rheinmetall-planen-pilotprojekt
  - INERATEC und chilenischer Kraftstoffhändler COPEC schließen strategische Partnerschaft https://www.ineratec.de/de/news/ineratec-und-chilenischer-kraftstoffhaendler-copec-schliessen-strategische-partnerschaft
  - Ren-Gas Selects Sunfire Electrolyzer for Its Tampere E-Methane Plant (November 2024) https://sunfire.de/en/news/ren-gas-selects-sunfire-electrolyzer-for-its-tampere-e-methane-plant/
  - Norsk e-Fuel, 80.000t/a Produktionskapazität (März 2025) https://efuel-today.com/kooperation-fuer-nachhaltigen-flugkraftstoff-in-schweden-norsk-e-fuel-prime-capital-und-res/
- Erfolgsmeldungen - technisch:
  - INERATEC produziert erstes e-Fuel an Pionieranlage in Frankfurt (Mai 2025) https://www.ineratec.de/de/news/ineratec-produziert-erstes-e-fuel-pionieranlage-frankfurt
- Erfolgsmeldungen - Kapital
  - INERATEC sichert sich Finanzierungszusage über 70 Millionen Euro für Europas größte e-Fuel-Anlage in Frankfurt (März 2025) https://www.ineratec.de/de/news/ineratec-sichert-sich-finanzierungszusage-ueber-70-millionen-euro-fuer-europas-groesste-e-fuel
  - Sunfire Secures €200 Million Guarantee Financing (Jan 2025) https://sunfire.de/en/news/sunfire-secures-e200-million-guarantee-financing/

Diese Meldungen und Ankündigungen unterstreichen die unverändert hohe Aktualität der im Kopernikus Projekt P2X – sowohl in den ersten beiden, als auch in der dritten Projektphase – betrachteten Fragestellungen und zeigt auch, dass das übergeordnete Ziel der Kopernikus-Initiative, dem Transfer der Technologie(n) aus dem Projektstatus heraus in die reale Umsetzung auch jenseits geförderter Projekte von den Industrieunternehmen als überaus relevant angesehen wird. Die Diskrepanz zwischen der Zahl der

[23] https://www.wasserstoff-leitprojekte.de/aktuelles/news/h2mare/power_to_x_plattform

Ankündigungen und der tatsächlich realisierten bzw. in Realisierung befindlichen Projekte[24] zeigt darüber hinaus aber auch die Relevanz und Strahlkraft der Demonstration durch das Kopernikus Projekt P2X.

7 Erfolgte und geplante Publikationen

Veröffentlichungen

Publikationen in referenzierten Fachzeitschriften (seit Beginn Projektphase II eingereicht, akzeptiert und/oder veröffentlicht):

[1] F. Grinschek, J. Betz, C: Chui, S. Dübal, C. Klahn, R. Dittmeyer: *Additive manufactured helical micro distillation units for modular small scale plants*. Chemical Engineering and Processing - Process Intensification 208 (2025) 110113. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cep.2024.110113

[2] D. F. Metzger, C. Klahn, R. Dittmeyer: *A Simplified Design Method for the Mechanical Stability of Slit-Shaped Additively Manufactured Reactor Modules.* designs 8 (2024) 41. DOI: https://doi.org/10.3390/designs8030041

[3] Lukas Perret, Nikolaos Boukis, Jörg Sauer: *Synthesis gas fermentation at high cell density: How pH and hydrogen partial pressure affect productivity and product ratio in continuous fermentation.* Bioresource Technology 391 (2024) 129894. DOI: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2023.129894

[4] Buchkapitel: E Gapp, L. Ansaloni, H.J. Venvik, T. Peters, P. Pfeifer: *Microstructured membrane reactors for process intensification*. In: *Current Trends and Future Developments on (Bio)Membranes.* Elsevier (2023). ISBN: 978-0-12-823659-8, DOI: https://doi.org/10.1016/b978-0-12-823659-8.00010-1

[5] E. Gapp, P. Pfeifer: *Membrane reactors for hydrogen production from renewable energy sources*. Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry 41 (2023) 100800. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cogsc.2023.100800

[6] Lukas Perret, Nikolaos Boukis and Jörg Sauer: *Influence of Increased Cell Densities on Product Ratio and Productivity in Syngas Fermentation.* Ind. Eng. Chem. Res. 62 (2023) 13799−13810. DOI: https://doi.org/10.1021/acs.iecr.3c01911

[7] Buchkapitel: D. Dhamo, D. Hess, M. Rubin, R. Dittmeyer*: SOEC-based production of e-fuels via the Fischer–Tropsch route.* In: Werner Sitte, Rotraut Merkle (Ed.), *High-Temperature Electrolysis - From fundamentals to applications.* IOP Publishing Ltd. (2023). DOI: https://doi.org/10.1088/978-0-7503-3951-3

[8] D. F. Metzger, C. Klahn, R. Dittmeyer: *Downsizing Sustainable Aviation Fuel Production with Additive Manufacturing – An Experimental Study on a 3D printed Reactor for Fischer-Tropsch Synthesis.* Energies 16 (2023) 6798. DOI: https://doi.org/10.3390/en16196798

[9] L. Perret, B. Campos, K. Herrera Delgado, T. A. Zevaco, A. Neumann, J. Sauer: *COx Fixation to Elementary Building Blocks: Anaerobic Syngas Fermentation vs. Chemical Catalysis*. Chem. Ing. Tech. 94(11) (2022) 1667–1687. DOI: https://doi.org/10.1002/cite.202200153

[10] M. Loewert, P. Pfeifer: *Dynamically Operated Fischer-Tropsch Synthesis in PtL – Part 1: System Response on Intermittent Feed*. ChemEngineering 4 (2020) 21. DOI: https://doi.org/10.3390/chemengineering4020021

[11] M. Loewert, M. Riedinger, P. Pfeifer: *Dynamically Operated Fischer–Tropsch Synthesis in PtL – Part 2: Coping with Real PV Profiles*. ChemEngineering 4 (2020) 27. DOI: https://doi.org/10.3390/chemengineering4020027

[12] A. Wunsch, E. Gapp, T. Peters, P. Pfeifer: *Impact of product gas impurities from dehydrogenation of perhydro-dibenzyltoluene on the performance of a 10 µm PdAg-membrane*. Journal of Membrane Science 628 (2021) 119094. DOI: https://doi.org/10.1016/j.memsci.2021.119094

[13] Hannah Kirsch, Ulrich Sommer, Peter Pfeifer, Roland Dittmeyer: *Power-to-fuel conversion based on reverse water-gas-shift, Fischer-Tropsch Synthesis and Hydrocracking: Mathematical modeling and*

[24] A. Odenweller und F. Ueckert, Nature Energy 10 (2025) 110. DOI: 10.1038/s41560-024-01684-7

simulation in Matlab/Simulink. Chemical Engineering Science 2020, 227, 115930. DOI: https://doi.org/10.1016/j.ces.2020.115930

[14] A. Wunsch, T. Berg, P. Pfeifer: *Hydrogen Production from the LOHC Perhydro-Dibenzyl-Toluene and Purification Using a 5 µm PdAg-Membrane in a Coupled Microstructured System*. Materials 13 (2020) 277. DOI: https://doi.org/10.3390/ma13020277

[15] H. Kirsch, N. Lohrmann, C. Staudt, P. Pfeifer, R. Dittmeyer: *Production of CO_2-neutral Liquid Fuels by Integrating Fischer-Tropsch Synthesis and Hydrocracking in a Single Micro-structured Reactor: Performance Evaluation of Different Configurations by Factorial Design Experiments*. Chemical Engineering Journal 393 (2020) 124553. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cej.2020.124553

[16] H. Kirsch, L. Brübach, M. Loewert, M. Riedinger, A. Gräfenhahn, T. Böltken, M. Klumpp, P. Pfeifer, R. Dittmeyer: *CO_2-neutrale Fischer-Tropsch-Kraftstoffe aus dezentralen modularen Anlagen: Status und Perspektiven*. Chemie Ingenieur Technik 92 (2020) 91. DOI: https://doi.org/10.1002/cite.201900120

[17] I. Katharina Stoll, N. Boukis, J. Sauer: Syngas Fermentation to Alcohols: Reactor Technology and Application Perspective. Chemie Ingenieur Technik 92 (2020) 125. DOI: https://doi.org/10.1002/cite.201900118

Tagungsbeiträge und Vorträge (seit Beginn Projektphase II):

- G. Corre, R. Dittmeyer, A. Navarette, P. Pfeifer: Modular Fischer Tropsch technologies for decentralized SAF production. Topsoe Catalysis Forum Sustainable Aviation Fuel, 12.9.2023
- J. Späthe, M. Andresh, A. Patyk: Nachhaltigkeitsbewertung einer integrierten Wertschöpfungskette zur Herstellung von eFuels. ATZ Live: Antriebe und Energiesysteme von morgen. 10.–11. Mai 2022, Berlin (Deutschland)
- L. Perret, N. Boukis, J. Sauer: Synthesis gas fermentation - Biocatalytic COx-conversion to elementary building blocks. 26th International Congress of Chemical and Process Engineering, 23.08.2022, Prague (CZE).
- R. Dittmeyer, G. Corre, N. Monnerie, R. Peters, M. Köhler: Sustainable Aviation Fuels from Carbon Dioxide and Renewable Energy, Helmholtz Energy Conference, 12.-13. Juni 2023, Koblenz
- L. Perret, N. Boukis, J. Sauer: Methods of reaction and reactor engineering to adjust product ratios and increase efficiency of syngas fermentation with Clostridium ljungdahlii. (Bio)Process Engineering - a Key to Sustainable Development, 14.09.2022, Aachen (GER). DOI:10.1002/cite.202255034
- R. Dittmeyer, P. Pfeifer, F. Vidal-Vazquez, D. Metzger, F. Grinschek, Modular technologies for decentralized Power-to-X applications, Syngas Convention 4, April 4, 2023, Cape Town, South Africa
- R. Dittmeyer, Power-to-X - Key technology for the energy transition, Workshop: Energy Transition, Projections of the Chile - Germany Cooperation, October 17, 2022
- R. Dittmeyer, Power-to-X – Key Technology for the Energy Transition, Neuland Innovationstag, July 6, 2022, KIT
- R. Dittmeyer, Manufacturing synthetic fuels via the Power-to-X approach, Tagung „Retten alternative Treibstoffe das Klima?“, Smart City Verein Bern, June 16, 2022
- R. Dittmeyer, Power-to-X - From vision to industrial implementation, 4th International Workshop on Innovation and Production Management in the Process Industries (IPM 2022), May 13, 2022
- R. Dittmeyer, Decentralized processes: energy-related catalysis using modular reactor design, 758. WE-Heraeus-Seminar, From Wind and Solar Energy to Chemical Energy Storage: Understanding and Engineering Catalysis under Dynamic Conditions, 13.Januar 2022
- R. Dittmeyer, Kopernikus P2X–Programm / Status der P2X–Forschung undPerspektiven zur industriellen Umsetzung. Greener Skies Ahead Regional, online, 24.11.2021
- J. Späthe, A. Patyk: Advantages and Difficulties of Joint Ecological and Economic Assessments of the Production and Use of E-Fuels. STORENERGY Congress (2021),18.11.2021, online
- Dorela Dahmo, David Metzger, Gael Corre, Alexander Navarrete, Michael Riedinger, Michael Klumpp, Christoph Klahn and Roland Dittmeyer: Synthesis of renewable power-based fuels via the Fischer-Tropsch route – Status and perspectives. First SENFLOW-Symposium on Sensorsfor Flow Chemistry, Freiburg, hybrid (Onlinebeitrag), 06.-07.10.2021

- L. Perret: “Effizienzsteigerung der Synthesegasfermentation mit Clostridium ljungdahlii durch den Einsatz einer Zellrückhaltung in einem kontinuierlich betriebenen Rührkesselreaktor“. ETG-Kongress 2021, Von Komponenten bis zum Gesamtsystem für die Energiewende, 18./19.05.2021 (virtuell)
- Dorela Dhamo, David Metzger,Gael Corre, Alexander Navarrete, Michael Riedinger, Michael Rubin, Christoph Klahn und Roland Dittmeyer: Synthesis of Renewable Power-based Fuels via the Fischer-Tropsch Route -Status and Perspectives. Future Energy Solution conference, Lappeenranta/Finnland, hybrid (Online Beitrag), 14.09.2021
- R. Dittmeyer: Kopernikus P2X/ Rheticus-pathways to sustainable fuels, Evonik MeetsScience, Stuttgart,13.09.2021
- R. Dittmeyer (Vortrag und Diskussionsrunde) „E-Fuels und Wasserstoff –wie technologieoffen ist der PKW?“, Mobilitätswende für BaWü, online, 17.07.2021
- R. Dittmeyer: Synthetic fuels from CO2 and renewable electrical energy. Energietag 2021 der Ingenieurkammer Niedersachsen, online, 16.06.2021
- R. Dittmeyer: Power-to-X –from vision to industrial exploitation. Power-to-X Seminar of the Chalmers University of Technology (Gothenburg/Schweden), online, 09.06.2021
- R. Dittmeyer: Circular carbon approaches as part of a net-zero strategy. Sino-German Forum on Climate Adaptation and Energy-Saving Technologies, online, 31.03.2021
- R. Dittmeyer: SyntheticFuels via Power-to-X –Status and Potential of Decentralized Plants. 2nd European Summit on CO2-based Aviation Fuels, online, 23.03.2021
- R. Dittmeyer: Strombasierte chemische Energieträger aus CO2: Modulare Technologien für dezentrale Anwendungen. Endress+Hauser-Entwicklertreffen -Chancen und Risiken der Energiewende, online, 26.02.2021
- I.K. Stoll, N. Boukis, J. Sauer: Mikroorganismen unter Druck–Einblicke in die Synthesegasfermentation bei erhöhtem Prozessdruck. 10. ProcessNet-Jahrestagung und 34. DECHEMA-Jahrestagung der Biotechnologen 2020, 21.09.2020–24.09.2020, Web-Konferenz.
- R. Dittmeyer: „Neue Wege für die Erzeugung synthetischer Treibstoffe: Nutzung von atmosphärischem CO_2“. Jahrestagung des Arbeitskreises Energie der DPG, 2.10.2020
- R. Dittmeyer: “Chemische Energieträger über Power-to-X – Integrierte dezentrale Systeme und klassische Großanlagen”. ProcessNet Jahrestagung 2020 (virtuell), 22.9.2020
- M. Klumpp (KIT-IMVT): “Power-to-Fuel in thef uture energy system – The Copernicus project „P2X“ in the Energy Lab 2.0” D-A-CH Fachtagung 2020 (online, 4.9.2020)
- R. Dittmeyer: Power-to-Fuels–Overview and recent progress towards integrated processes based on modular units. DFG SPP1984 – Autumn School 2019, 01./02.10.2019, Karlsruhe.
- R. Dittmeyer: A visionary proposal: Crowd oil not crude oil. Global Sustainability Technology and Innovation Conference G-STIC 2019, 20-22.11.2019 / Deep Dive Session “CO2 as a resource”, Tag 3 – 22.11.2019, Brüssel (Belgien).

Poster (seit Beginn Projektphase II):

- Ellen Gapp, Johannes Thönnissen, Alexander Wunsch, Peter Pfeifer: *Experimentelle Untersuchung eines mehrstufigen Systems zur Wasserstofffreisetzung und – Aufreinigung aus flüssigem organischem Wasserstoffträger*. Jahrestreffen der ProcessNet-Fachgruppe Energieverfahrenstechnik, Online, 04.03.2021, Online
- Ellen Gapp, Johannes Thönnissen, Alexander Wunsch, Peter Pfeifer: *Experimentelle Untersuchung eines mehrstufigen Systems zur Wasserstofffreisetzung und – Aufreinigung aus flüssigem organischem Wasserstoffträger.* Kopernikus P2X Tag - P2X status meeting 2021, 02.02.2021, Online
- L. Perret , X. Dominke, I. K. Stoll, N. Boukis, J. Sauer: Efficiency enhancement of synthesis gas fermentation with Clostridium ljungdahlii by the use of cell retention in a continuously operated stirred tank reactor (CSTR). 29th European Biomass Conference & Exhibition, 26-29th April 2021, Online
- L. Perret , X. Dominke, I. K. Stoll, N. Boukis, J. Sauer: Efficiency enhancement of synthesis gas fermentation with Clostridium ljungdahlii by the use of cell retention in a continuously operated stirred tank reactor (CSTR). 4th Doctoral Colloquium Bioenergy, 13th/14th September 2021, KIT FTU Eggenstein-Leopoldshafen

- D. Nuber, M. Kohler, R. Blumentritt, H. Richter, S. Knott, T. Böltken, P. Pfeifer, M. Klumpp, S. Jürgens, M. Köhler, R. Dittmeyer: *Stofflich und energetisch optimierte dezentrale P2L-Prozesskettezur effizienten Herstellung CO2-neutraler Kraftstoffe.* Kopernikus P2X-Tag, 21.01.2020, Frankfurt a.M.
- M. Klumpp, D. Metzger, E. Hansjosten, D. Xie, P. Pfeifer, R. Dittmeyer: *Low cost und high performance Reaktorkomponenten für P2L Verfahren durch Metall-3D-Druck.* Kopernikus P2X-Tag, 21.01.2020, Frankfurt a.M.

Sonstiges und öffentlichkeitswirksamen Aktivitäten (seit Beginn Projektphase II):

- Durchgehend unverändert zahlreichen Führungen durch das PtX Lab des Energy Lab am KIT (Industrie und Akademia)
- Pressemitteilung KIT (016/2025) zur Erfolgreichen Kopplung der Co-SOEC mit der FT-Syntheseanlage: „Produktion von nachhaltigem Flugkraftstoff wird effizienter“ https://www.kit.edu/kit/pi_2025_016_produktion-von-nachhaltigem-flugkraftstoff-wird-effizienter.php (06.03.2025)
- Mitgestaltung (Vortrag) bei der P2X Sommerwekstatt (Mai 2025). https://www.kopernikus-projekte.de/aktuelles/news/p2x_sommerwerkstatt2025
- Federführende Organisation der Deutsch-Chilenische Summerschool „PtX“ (Januar 2025 in Punta Arenas, Chile), BMFTR. https://www.intl.kit.edu/english/21937.php
- Mitwirkung bei dem Messeauftritt der Kopernikus-Projekte auf der ACHEMA 2024 durch Exponate etc. (10.-14.06.2024)
- Erarbeitung von 3 Youtube-Videos zum Thema „Klimaneutrales Fliegen“ mit erneuerbare.tv, dem Flughafen Memmingen und weiteren Partnern, i.e., Energiewende-Report (DEU: https://www.youtube.com/watch?v=MUjL4w5REmI, ENG: https://www.youtube.com/watch?v=t1IusDIIeZg), Hintergrund-Reportage (https://www.youtube.com/watch?v=zX3rKAYElYc) und Expertenvortrag (https://www.youtube.com/watch?v=02sgFouubMk). Veröffentlicht am 08.01.2024.
- Gemeinsam mit dem VDI Baden-Württemberg Organisation des VDI-Trendforums „Energieversorgung der Zukunft – Ein Besuch im Energy Lab des KIT“, 27.6.2023
- Gemeinsam mit dem DLR Organisation des 789. WE Heraeus Seminar „Sustainable Aviation Fuels - Design, Production and Climate Impact”, Bad Honnef, 24.-27. Mai 2023
- Präsentation des Verfahrens zum FT Syncrude Refining zu SPK auf der Hannover Messe 2023
- Beitrag in der FAZ „Was die synthetischen Kraftstoffe wirklich bringen“ (https://www.faz.net/aktuell/wissen/physik-mehr/e-fuels-koennen-sie-uns-zur-klimaneutralitaet-fuehren-18738461.html)
- Besuch von Friedrich Merz und Delegation im Energy Lab 2.0 (03.03.2023). https://www.kit.edu/kit/32233.php
- Beitrag im ARD Mittagsmagazin „Verbrenner-Aus – Wie sinnvoll sind e-Fuels“ (7.3.2023)
- International Paul Pietsch Award 2023 für das KIT (09.02.2023). https://www.presseportal.de/pm/133390/5437278
- Mitgestaltung der Power2Change Energiewendeausstellung, Beisteuern von Exponaten und Experteninterviews durch die Partner Climeworks, Sunfire, INERATEC und KIT-IMVT.
- Beitrag im zdf heute Journal „Ringen um Verbrenner - Welche Zukunft haben E-Fuels?“ (23.01.2023). https://www.zdf.de/nachrichten/heute-journal/heute-journal-vom-23-januar-2023-100.html
- R. Dittmeyer, Synthetische Kraftstoffe – Stand und Perspektiven, VHS Frankfurt am Main, 22.11.2022
- Beitrag in arte „Der Wind - Motor des Klimawandels“ (14.05.2022). https://programm.ard.de/TV/arte/der-wind---motor-des-klimawandels/eid_287244000653573 und https://www.arte.tv/de/videos/091178-000-A/der-wind/
- R. Dittmeyer: “Sustainability in higher education: Clean energy with the Karlsruhe Institute of Technology” (erschienen am 14.03.2022) https://www.qs.com/sustainability-in-higher-education-clean-energy-with-the-karlsruhe-institute-of-technology/
- I. Katharina Stoll, Hochschulschrift, Dissertation, KITopen-ID: 1000138795, „Einfluss eines erhöhten Prozessdrucks bei der Fermentation von Synthesegas: Charakterisierung der Druckfermentation im

Rührkesselreaktor“ 08.10.2021, 176 p.

- Avenergy Suisse: "Avenue" (Ausgabe Herbst 2021): “Der Treibstoff der aus der Luft kommt” https://avenergy.ch/images/pdf/Avenue/AVENUE_2021_Herbst_DE.pdf
- Interview R. Dittmeyer in ADAC Verkehr: „2026 sind E-Fuels marktreif“ https://www.adac.de/verkehr/tanken-kraftstoff-antrieb/interview-e-fuels-pilotanlage/ (Veröffentlicht am 09.09.2021)
- R. Dittmeyer in Podcast: „Karlsruher Beiträge zur Klimaforschung: Energieträger aus Wasser, Wind, Sonne und Luft – Welche Hürden gibt es auf dem Weg, fossile Träger durch regenerative Träger zu ersetzen?“ https://www.klima-umwelt.kit.edu/1226_1248.php (Veröffentlicht am 09.09.2021)
- Pressemitteilung des KIT gemeinsam mit INERATEC vom 22.07.2021: „Synthetische Kraftstoffe: Containeranlage am KIT im gekoppelten Betrieb erfolgreich“ https://www.kit.edu/kit/pi_2021_069_synthetische-kraftstoffe-containeranlage-am-kit-im-gekoppelten-betrieb-erfolgreich.php
- natur - Das Magazin für Natur, Umwelt und besseres Leben: „Flug in die Zukunft“, ISSN 1615-3928 (erschienen am 15.07.2021)
- Intelligencer: “How to Make Carbon-Neutral Gasoline Out of Thin Air” (18.05.2021) https://nymag.com/intelligencer/2021/05/how-to-make-carbon-neutral-gasoline-out-of-thin-air.html
- R. Dittmeyer in Beitrag in “IN4climate.NRW: CCU - Best practice Beispiele” https://youtu.be/BcqwH8b1fDk (Veröffentlicht am 04.05.2021)
- R. Dittmeyer in Podcast von Scientists for Furture: “Folge #13 – Synthetische Treibstoffe” https://s4f-podcast.de/ (Veröffentlicht im April 2021)
- R. Dittmeyer in Beitrag „MDR wissen: Bremst Corona den Verkehr aus? Wie uns ein Virus zum Umlenken zwingt“. Erstausstrahlung am 25.04.2021. https://www.mdr.de/wissen/video-bremst-corona-den-verkehr-aus-doku-100_zc-b1d0fd3e_zs-64b8d9c9.html
- Beitrag in pro7 Galileo: „Der letzte Tropfen - Wie tickt die Welt wenn kein Öl mehr fließt?“ (*29.11.2020*) https://www.prosieben.de/tv/galileo/themen/galileo-spezial-der-letzte-tropfen-wie-tickt-die-welt-wenn-kein-oel-mehr-fliesst
- Beitrag in 3sat Makro: „Wasserstoff - Grüner Boom?“ (*25.8.2020*) https://www.3sat.de/gesellschaft/makro/wasserstoff-gruener-boom-ganze-sendung-100.html
- Radio-Interview (radioeins (rbb) Berlin, *14.6.2020*)
- Im Kontext der proof-of-concept Containeranlage aus FC-B2, AP1 der ersten Förderphase wurde durch das KIT gemeinsam mit den Partnern Climeworks, Sunfire und INERATEC ein „Erklärvideo“ gedreht, durch das mittels Interviewszenen und Animationen das Prinzip hinter der integrierten Prozesskette zur Synthese von „E-Fuels aus Luft und grünem Strom“ leicht verständlich transportiert werden soll. Das Video wurde im Berichtszeitraum II-2020 (*10.06.2020*) veröffentlicht:https://youtu.be/KOawGXRRJFY
- Online Artikel: „Wasserstoff für die Energiewende - Das Erdöl von morgen“ (*10.6.2020*) https://www.helmholtz.de/energie/das-erdoel-von-morgen/
- Vortrag und virtuelle Führung durch das Energy Lab 2.0 im Rahmen der „Public Climate School“ (*27.5.2020*) https://studentsforfuture.info/events/co2-neutral-tanken-livestream-aus-dem-labor/
- Radio-Interview (DLF, *26.4.2020*) https://www.deutschlandfunk.de/erneuerbare-energien-power-to-x-fuer-die-energiewende.740.de.html?dram:article_id=474982
- Youtuber Doktor Whatson berichtet über das Kopernikus-Projekt P2X und die PtL-Aktivitäten: „e-Fuels – Kraftstoffe aus dem CO_2 der Luft“ (*Veröffentlich: 22.4.2020*) https://youtu.be/qq0fjl0LQXo