

Adressat

GEVAG

REPOWER AG

Dokumententyp

Projektbericht

Datum

09. Oktober 2024

Abscheidung von CO₂ und Produktion von Methanol an der KVA Trimmis

Machbarkeitsstudie



Projektname **GEV236**
Machbarkeitsstudie Power to X

Projekt Nr. **1680000183**

Empfänger **Jürg Kappeler und François Boone (GEVAG)**
Annina Vinzens, Marco Cortesi und Bernhard Signer (REPOWER)

Dokumententyp **Projektbericht**

Version **1.0**

Datum **09.10.2024**

Durchgeführt von **Johann Lechthaler, Marco Kreyenbühl und Elena Manzo**

Überprüft von **Andres Kronenberg**

Genehmigt von

Abscheidung von CO₂ und Produktion von Methanol an der KVA Trimmis

Machbarkeitsstudie

Ramboll AG
Hardturmstrasse 132
CH-8005 Zürich

T +41 44 500 35 80
info@ramboll.ch
<https://ramboll.com/energy>

Ramboll AG

CHE-353.478.554 MWST

Inhalt

Abbildungsverzeichnis	3
Tabellenverzeichnis	4
0. Management Summary	6
1. Hintergrund, Ziele und Lösungsweg	8
2. CO ₂ Abscheidung mit Aminwäsche	9
2.1 Prozesskette	9
2.2 Abgaskondensation und Wärmepumpe	9
2.3 CO ₂ Abscheidung und Aufbereitung	10
2.3.1 Lösungsmittel CESAR1	11
2.3.2 Absorber	11
2.3.3 Nachwäscher	11
2.3.4 Wärmeverschiebung	12
2.3.5 Desorption	12
2.3.6 Prozessoptimierung – Lean Vapor Compression	12
2.3.7 CO ₂ -Kompression	13
2.4 Verflüssigung und Lagerung	13
2.4.1 Verflüssigung	13
2.4.2 Lagerung	13
2.4.3 Reinheitsanforderungen CCS	14
2.5 Szenario CCS Verladung und Transport	15
2.6 Prozessmodellierung	15
2.7 Energie- und Massenbilanz	16
3. Power-to-X Technologien	17
3.1 Prozesskette	17
3.2 Elektrolyse zur Wasserstoffherstellung	17
3.2.1 Wasseraufbereitung	17
3.2.2 Technologieübersicht Elektrolyse	19
3.3 Methanolsynthese	23
3.4 Speicherung	24
3.5 Prozessmodellierung	25
3.6 Energie- und Massenbilanz	28
3.7 Verwertung der Nebenprodukte	29

4.	Layout	32
4.1	CO ₂ -Abscheidung	32
4.2	Power to X	33
4.3	Schlussfolgerungen	34
5.	Zusammenfassung Technik	36
6.	Berechnung der Wirtschaftlichkeit	37
6.1	Investitionskosten CAPEX und Betriebskosten OPEX	37
6.2	Gestehungskosten und Sensitivitätsanalyse	38
6.2.1	Gestehungskosten CO ₂ -Abscheidung	38
6.2.2	Gestehungskosten Power-to-X	38
6.2.3	Optimierung der Gestehungskosten von Methanol mittels Grenzkostenbetrachtung	40
7.	Bewertung der Varianten	43
7.1	Technische Bewertung	43
7.2	Wirtschaftliche Bewertung	43
7.3	Regulatorische Rahmenbedingungen	44
8.	Schlussfolgerungen und Empfehlungen	46
9.	Anhänge	47

Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2-1: Prozesskette CO ₂ Abscheidung.	9
Abbildung 2-2: CC-Anlage Aufteilung in Verfahrensabschnitte.	10
Abbildung 2-3: Vereinfachtes Energie- und Stoffstromdiagramm. Modellierung des Carbon Capture auf Basis von ProMax.	16
Abbildung 3-1: Prozesskette Power-to-X.	17
Abbildung 3-2: Betriebsmodi und Ansprechzeiten eines Elektrolyseurs.	21
Abbildung 3-3: Beispielhaftes Fließbild einer Methanolsynthese.	23
Abbildung 3-4: Stündliche Methanolproduktion im Szenario «Max. Strom».	27
Abbildung 3-5: Vereinfachtes Energie- und Stoffstromdiagramm für das Szenario «Max. Strom» im Volllastbetrieb.	29
Abbildung 3-6: Alternative Sauerstoffverwertung mit Abgasrezirkulation.	30
Abbildung 3-7: Prinzipskizze Luftvorwärmung mit Abwärme aus PtX.	31
Abbildung 4-1: Anordnungsplan für CO ₂ Abscheidungsanlage und Power-to-X Anlage mit 50.1 MW Elektrolyseurleistung (gemäss Szenario «Max. Strom»). Der Kamin der KVA befindet sich im Süden.	33
Abbildung 4-2: Seitenansicht von Süden (Schnitt AA) auf PtX- und CC-Anlage.	34
Abbildung 6-1: Sensitivität der Gesteungskosten des CO ₂ -Abscheideprozesses.	38
Abbildung 6-2: Sensitivität der Gesteungskosten im Szenario "Max. Strom".	39
Abbildung 6-3: Abhängigkeit der Methanol-Gesteungskosten und des Strompreises von 2030 bis 2045.	40
Abbildung 6-4: Grenzkostenbetrachtung basierend auf den Gesteungskosten sowie produziertes Methanol für die Strompreise im Jahr 2030.	41
Abbildung 6-5: Grenzkostenbetrachtung basierend auf den Gesteungskosten sowie produziertes Methanol für die Strompreise im Jahr 2045.	42
Abbildung 7-1: Gesteungskosten Methanol mit und ohne CO ₂ Kosten im Vergleich zum Marktpreis von Diesel, gemessen anhand des Brennwertes (HHV).	43
Abbildung 9-1: Sensitivität der Gesteungskosten im Szenario «Max. CO ₂ ».	47
Abbildung 9-2: Prozesskette für Szenario «Max. CO ₂ » bei Volllastbetrieb.	47
Abbildung 9-3: Grenzkostenbetrachtung der Methanolproduktion basierend auf Szenario «Max. Strom».	48

Tabellenverzeichnis

Tabelle 1: Reinheitsvorgaben CO ₂ Northern Lights. Ausgabe vom 14.02.2024.	14
Tabelle 2: Reinheitsanforderungen Wasser für PEM-Elektrolyse.	19
Tabelle 3: Eigenschaften unterschiedlicher Elektrolyseurtechnologien.	20
Tabelle 4: Reinheitsanforderungen Wasserstoff nach der Elektrolyse.	22
Tabelle 5: Reinheitsanforderungen Methanol für Nutzung als Brennstoff oder gemäss	24
Tabelle 6: Speicher in X-Prozesskette	25
Tabelle 7: Vergleich der beiden Szenarien mit Energie- und Massenbilanz.	28
Tabelle 8: Resultierender Sauerstoff auf dem Rost.	30
Tabelle 9: Zusammenfassung Annahmen für die Berechnung der Wirtschaftlichkeit.	37
Tabelle 10: Zusammenfassung CO ₂ Gestehungskosten	38
Tabelle 11: Gestehungskosten Methanolproduktion, ohne CO ₂ Kosten.	39

Abkürzungsverzeichnis

Abkürzung	Beschreibung
AIC	Absorber Intercooler
AEC	Alkalische Elektrolysezellen (engl. <i>Alkaline Electrolysis Cells</i>)
AGK	Abgaskondensation
AMP	2-Amino-2-methyl-1-propanol
AWP	Absorptionswärmepumpe
CAPEX	Investitionskosten
CC	CO ₂ -Abscheidung bzw. Carbon Capture
CCS	CO ₂ Abscheidung und Speicherung (engl. <i>Carbon Capture and Storage</i>)
CESAR1	Generisches Amin, Mischung aus AMP/PZ
COP	Leistungszahl einer Wärmepumpe (engl. <i>Coefficient of Performance</i>)
HD	Hochdruck
HHV	Brennwert (engl. <i>Higher Heating Value</i>)
KVA	Kehrrichtverbrennungsanlage
LPC	Lean Pre Cooler
LVC	Lean Vapor Compression
Max. CO ₂	Szenario «Maximierung der CO ₂ -Umsetzung zu Methanol»
Max. Strom	Szenario «Maximale Nutzung der verfügbaren elektrischen Energie»
MD	Mitteldruck
MEA	Monoethanolamin
ND	Niederdruck
OPEX	Betriebskosten
PEM	Polymerelektrolytmembran Elektrolysezellen (engl. <i>Proton Exchange Membrane</i>)
PtX	Power-to-X
PZ	Piperazin
RGR	Rauchgasreinigung
SOEC	Festoxid Elektrolysezellen (engl. <i>Solid Oxide Electrolysis Cell</i>)
TRL	Marktreife (engl. <i>Technology Readiness Level</i>)
WDK	Wasser-Dampf-Kreislauf

0. Management Summary

Power-to-X Wertschöpfungsketten werden in den nächsten Jahren und Jahrzehnten eine wichtige Rolle bei der Stabilisierung von Stromnetzen und der Produktion von Wasserstoff einnehmen. Die Technologie erlaubt zudem die Herstellung fossilfreier und klimaneutraler Kohlenstoffträger wie z. B. Methanol, wenn Kohlenstoffdioxid aus dem Abgas der KVA Trimmis abgeschieden und erneuerbarer Strom der REPOWER eingesetzt wird.

Als Verfahren zur CO₂-Abscheidung wurde das Absorptionsverfahren mit Aminlösung vorgegeben. Die wesentlichen Komponenten sind CO₂-Abscheidung, Desorption, Aufbereitung und Verflüssigung. Als Benchmark für fortgeschrittene Amine wurde das generische Amin CESAR1 gewählt. In der Modellierung wurde durch verfahrenstechnische Optimierung ein spezifischer Energiebedarf zur Abscheidung von ca. 2.6 GJ/t_{CO2} (vgl. Monoethanolamin ca. 3.6 GJ/t_{CO2}) erreicht. Die geplante Anlage kann bei einer Behandlung des gesamten Abgases (zwei Verbrennungslinien) stündlich 16.3 t_{CO2} mit einem Abscheidegrad von min. 90% abscheiden. Der Wärmebedarf in Form von Dampf beträgt 13.8 MW, der Strombedarf 3.0 MW. Dies entspricht einem spezifischen Wärmebedarf von 847 kWh und einem Strombedarf von 184 kWh pro Tonne abgeschiedenem CO₂ (alle Werte Abscheidung bis Verflüssigung).

Die Verfahren zur CO₂-Abscheidung haben neben einem hohen Flächenbedarf auch einen hohen Wärme- und Strombedarf. Daraus resultiert auch eine entsprechend hohe Abwärmeproduktion, die möglichst genutzt werden sollte. Wird die Abwärme nicht genutzt, fehlt die eingesetzte Wärme in der Fernwärmeversorgung. Für die energetische Integration werden Potenziale aufgezeigt, sie war jedoch nicht Gegenstand der Studie und bedarf einer gesonderten, detaillierten Betrachtung.

Durch die CO₂-Abscheidung fällt inkl. Abgaskondensation ca. 26.3 MW Abwärme auf unterschiedlichen Temperaturniveaus an. Für die Nutzung der Kondensationswärme aus der Abgaskondensation in einer Absorptionswärmepumpe sind weitere 7.7 MW Dampf erforderlich. Die Kompression liefert ca. 1.4 MW Abwärme auf hohem Temperaturniveau. Aus der Verflüssigung des CO₂ fällt zusätzlich ca. 3.5 MW Abwärme an.

Es werden zwei Szenarien für die Methanolherstellung untersucht. Das Szenario «Max. CO₂» zielt auf die Maximierung der Umsetzung des abgeschiedenen CO₂ zur Methanolproduktion ab, während das Szenario «Max. Strom» die maximale Nutzung der verfügbaren elektrischen Energie zur Erzeugung von Methanol fokussiert. Für die Wasserstoffherstellung werden im Szenario «Max. Strom» für die Wasseraufbereitung, die Verluste der Gleichrichter und die Elektrolyseure insgesamt 52.4 MW Strom benötigt. Die Produkte der Elektrolyse von 13.1 t/h Wasser bilanzieren sich zu 0.9 t/h Wasserstoff, 7 t/h Sauerstoff und 5.2 t/h Abwasser.

Für die Methanolherstellung bedarf es 6.4 t_{CO2}/h sowie weitere 3.3 MW Strom und 7 MW Wärme. Die Produkte sind 4.6 t/h Methanol sowie 2.6 t/h Abwasser. Über die gesamte Power-to-X Prozesskette fällt 21.3 MW Abwärme auf unterschiedlichen Temperaturniveau an.

Im Vergleich dazu sind Hauptgrößen für das Szenario «Max. CO₂» ein Gesamtstromverbrauch von 142.5 MW zur Herstellung von 11.9 t/h Methanol.

Bezüglich der Anordnung der Verfahrenstechnik konnte ein Layout für den Bau und Betrieb der Prozesskette CO₂-Abscheidung bis Zwischenspeicherung sowie für die Power-to-X-Anlage gemäss dem Szenario «Max. Strom» von GEVAG und REPOWER auf dem Calanda-Areal mit Speicherung des Methanols bei der Holcim AG entwickelt werden. Bei der Planung wurde bereits eine optimierte Bauweise mit mehrgeschossiger Ausführung berücksichtigt. Die Machbarkeit der Methanolproduktion ist durch den Erwerb des Calanda-Areals grundsätzlich gegeben, für die Umsetzung des Szenarios «Max. CO₂» müssen alternative Flächen geprüft werden, da das Calanda-Areal deutlich zu klein ist.

Die Investitionskosten werden für die CO₂-Abscheidung zu 108 Mio. CHF (ohne energetische Integration) und für die Power-to-X-Anlage zu 105 (Max. Strom) respektive 213 Mio. CHF (Max. CO₂) abgeschätzt.

Die Gestehungskosten von Methanol liegen bei einem gemittelten Strompreis über die Bezugsjahre abhängig vom Szenario bei rund 1'600 (Max. Strom) respektive 1'350 CHF pro Tonne Methanol (Max. CO₂). Dies entspricht 1.27 respektive 1.06 CHF pro Liter Methanol.

Die Stromkosten sind mit durchschnittlich 81.4 CHF/MWh und somit 61 % im Szenario «Max. Strom», sowie 86.1 CHF/MWh und 77 % im Szenario «Max. CO₂», die dominierenden Kostentreiber der Methanol-Gestehungskosten. Insbesondere im Szenario «Max. CO₂» hat der Stromanteil einen deutlich höheren Einfluss aufgrund des intensiveren Betriebs der Elektrolyseure. Im Szenario «Max. Strom» fällt der Kapitaldienst stärker ins Gewicht, da der häufige Teillastbetrieb zu einer geringeren Methanolproduktion im Verhältnis zur installierten Kapazität führt.

Es wurde gezeigt, dass die technische Machbarkeit für Bau und Betrieb einer Anlage zur CO₂-Abscheidung und Herstellung von Methanol bei der KVA Trimmis grundsätzlich gegeben ist. Allerdings kann aufgrund der begrenzten Flächenverfügbarkeit nur das Szenario «Max. Strom» und somit ein jährlicher Anteil von ca. 20 Ma.-% des abgeschiedenen CO₂ aus dem Abgas der KVA zu Methanol umgesetzt werden. Es bedarf in diesem Fall zusätzlich dem logistischen Aufwand für den Abtransport und die Endlagerung des restlichen CO₂. Zudem wurden verschiedene Optimierungsmöglichkeiten durch die Nutzung von Nebenprodukten aufgezeigt, welche die Effizienz der Prozesskette weiter steigern können. Der wichtigste Baustein ist jedoch die energetische Einbindung der Abwärmemengen, in ein Fernwärmenetz mit optimierten Vor- und Rücklauftemperaturen.

1. Hintergrund, Ziele und Lösungsweg

Die Netto-Null-Klimastrategie der Schweiz verlangt eine signifikante Reduktion der Kohlendioxid-Emissionen bis 2050. Diese Herausforderung betrifft auch die Schweizer Kehrriechverwertungsanlagen (KVA) wie die GEVAG in Trimmis, die ihre CO₂-Emissionen im Einklang mit den nationalen Klimazielen deutlich reduzieren müssen. Vor diesem Hintergrund untersucht die vorliegende Machbarkeitsstudie den Aufbau einer Power-to-X-Wertschöpfungskette. Der Fokus liegt dabei auf der Abscheidung von CO₂ aus den Abgasen der GEVAG und der teilweisen Nutzung dieses CO₂ zur Herstellung von Methanol. Methanol, eine Basischemikalie, kann beispielsweise zur Substitution fossiler Energieträger dienen.

Power-to-X-Technologien ermöglichen die Umwandlung von elektrischer Energie und Wasser durch Elektrolyse in Wasserstoff. Dieser Wasserstoff soll in einem weiteren Schritt zusammen mit dem abgeschiedenen CO₂ zu Methanol umgesetzt werden. Für die Methanolproduktion ist die Nutzung von lokal erzeugter elektrischer Energie von besonderer Bedeutung, insbesondere die geplante elektrische Energieerzeugung der REPOWER AG, die ab 2032 Strom aus einem neuen Wasserkraftwerk in der Nähe der GEVAG liefern wird.

Hauptziel der Studie ist es, den technisch und wirtschaftlich optimalen Weg von der CO₂-Abscheidung zur Methanolproduktion zu ermitteln. Dabei wird untersucht, wie die vorhandenen Ressourcen, einschliesslich des erzeugten Stroms und der Abwärme, am besten genutzt werden können, um die Abhängigkeit von fossilen Energieträgern zu verringern. Für die CO₂-Abscheidung durch Aminwäsche, die Wasserstoffproduktion und die darauf aufbauende Methanolherstellung werden verschiedene technische Pfade und Prozessvarianten evaluiert. Darüber hinaus werden Optionen zur Nutzung der Nebenprodukte Sauerstoff und Abwärme untersucht.

Für die Methanolproduktion werden zwei Hauptvarianten betrachtet:

- 1) Maximierung der CO₂-Umsetzung zu Methanol («Max. CO₂»)
- 2) Maximale Nutzung der verfügbaren elektrischen Energie («Max. Strom»)

für die Methanolproduktion. Diese Varianten werden hinsichtlich ihrer Wirtschaftlichkeit, technischen Machbarkeit und Umsetzbarkeit bewertet. Dabei soll eine optimale Balance zwischen Machbarkeit und Kosten unter Berücksichtigung möglicher Risiken und notwendiger rechtlicher Rahmenbedingungen gewährleistet werden.

Die Studie umfasst darüber hinaus die Erstellung von verfahrenstechnischen Anlagenkonzepten, Massen- und Energiebilanzen, die Abschätzung des Flächenbedarfs sowie die Berechnung der Wirtschaftlichkeit hinsichtlich CAPEX, OPEX und Gestehungskosten.

2. CO₂ Abscheidung mit Aminwäsche

2.1 Prozesskette

In Abbildung 2-1 ist das Grundfließbild der CO₂ Abscheidung bzw. Carbon Capture (CC) integriert in den Verbund der KVA Trimmis dargestellt. Die neu erforderlichen Verfahrensabschnitte, aufgeteilt in Abgaskondensation und CO₂-Abscheidung inklusive Kompression und Verflüssigung, sind in rot abgebildet. Die Medienschnittstellen der einzelnen Prozessschritten sind in grün sowie die Schnittstellen der Wärme in orange dargestellt.

Das Abgas der KVA wird nach der Reinigung in die Abgaskondensation geführt. Eine Absorptionswärmepumpe wird für die Nutzung der Kondensationswärme eingesetzt, sodass das Abwärmepotenzial mithilfe von Dampf aus dem Wasser-/Dampfkreislauf (WDK) und anschliessender Heisskondensation (HeiKo) für die Fernwärme zur Verfügung gestellt wird (siehe Abschnitt 2.2). Das auskondensierte, abgekühlte Abgas wird anschliessend in die CO₂-Abscheidungsanlage geleitet, wo das CO₂ vom Abgas getrennt wird und nachfolgend in der Kompressions- und Verflüssigungsanlage aufbereitet wird. Abbauprodukte und Verunreinigungen des Amins gelangen in den Reclaimerschlamm, der zur Verbrennung an die KVA zurückgegeben wird, und das gereinigte Abgas verlässt die CO₂-Abscheidung des Nachwäschers über den bestehenden Kamin. Die Teilschritte der CO₂-Abscheidung sind im Detail in Abschnitt 2.3 beschrieben.

Das CO₂ wird in flüssiger Form in Tanks zwischengespeichert, wobei die Reinheitsanforderungen von Northern Lights berücksichtigt werden, wie in Abschnitt 2.4 beschrieben. Anschliessend wird, abhängig vom Power-to-X-Szenario, das gesamte CO₂ («Max. CO₂») oder ein Teil davon («Max. Strom») für die Weiterverarbeitung zu Methanol verwendet (siehe Kapitel 3). Der verbleibende Rest kann abtransportiert und zur Endlagerstätte geliefert werden (Abschnitt 2.5).

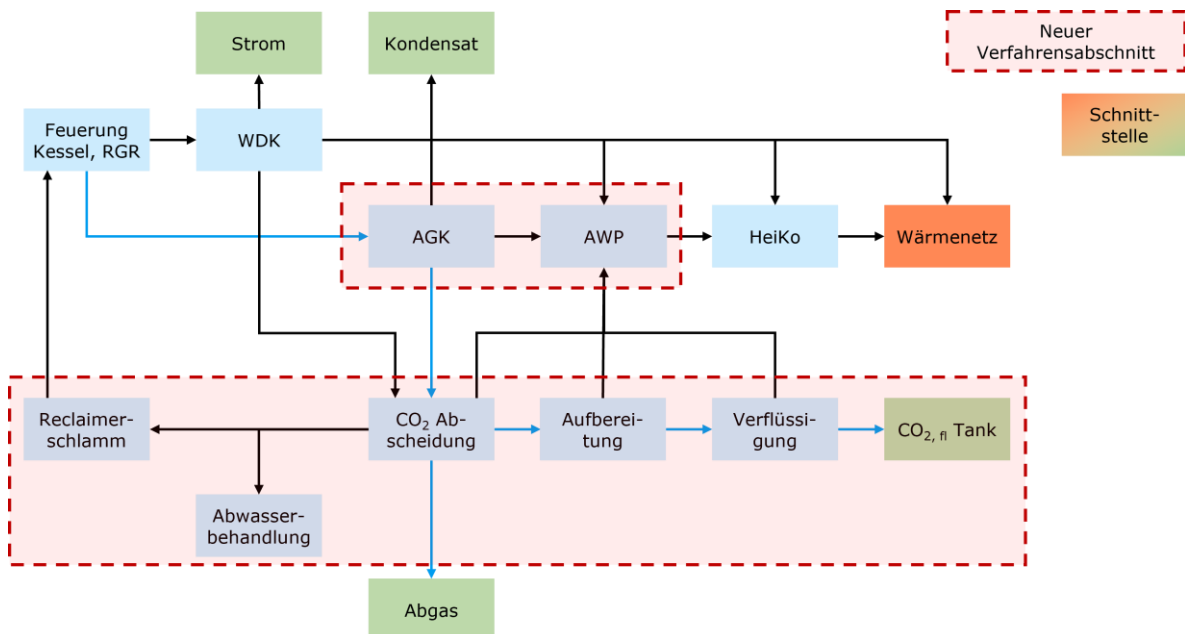


Abbildung 2-1: Prozesskette CO₂ Abscheidung.

2.2 Abgaskondensation und Wärmepumpe

Hinsichtlich der Abgaszusammensetzung und -parameter ist zu beachten, dass ein möglichst sauberes, trockenes und kaltes Abgas eine effiziente CO₂-Abscheidung ermöglicht. Bei der Abgasreinigung müssen korrosive und oxidierende Verbindungen so weit wie möglich reduziert

werden. Weiterhin sind aufgrund der sehr hohen Anforderungen der Endlager an die Reinheit des CO₂ sehr niedrige Grenzwerte für Schwermetalle im Abgas einzuhalten. Zudem ist beim Einsatz aminhaltiger Lösungsmittel auf niedrige NO_x-Werte zu achten.

Zur Kühlung des Abgases wird eine Abgaskondensation mit einer Absorptionswärmepumpe (AWP) verwendet. So lässt sich die Kondensationswärme des Abgases, das eine vorgegebene Eintrittstemperatur von 85 °C aufweist, nutzen. Mit einem zusätzlichen Dampfbedarf von 7.7 MW (basierend auf einem COP von 1.7) können die 5.4 MW Kondensationswärme für die Fernwärmeversorgung genutzt werden, wodurch insgesamt 13.1 MW zur Verfügung gestellt werden. Im Falle eines geringeren Fernwärmebedarfs während der Sommermonate kann es sein, dass das Abwärmepotenzial von 5.4 MW nicht genutzt und gekühlt werden muss. Dadurch wird wiederum geringfügig Dampf für die AWP eingespart, was eine leichte Steigerung der Stromproduktion ermöglicht. Im Rahmen der Abgaskondensation werden aus dem Abgas stündlich 7.4 t Wasser kondensiert. Zusätzlich kann die Abgaskondensation oder eine Vorwaschkolonie vor dem Absorber HCl, SO_x und Partikel weiter reduzieren. Dadurch wird die Zersetzung von Lösungsmitteln vermindert, die Abgastemperatur gesenkt und die Wassersättigung verringert. Dies kann den Wirkungsgrad des Absorbers erhöhen. Der Kondensationswäscher ist nicht Teil der CO₂-Abscheidung, sondern wird vor dem Absorber installiert, um das einströmende Abgas zu kühlen und zu konditionieren. Es wird eine Zieltemperatur von 35 °C für das einströmende Abgas festgelegt, eine Temperatur, die von den meisten Kühlquellen auch im Sommer erreicht werden kann und eine höhere Beladung des Amins mit CO₂ ermöglicht.

Nach der Abgaskondensation enthält das feuchte Abgas 11.1 % CO₂. Die CO₂-Abscheideanlage erfordert ein zusätzliches Saugzuggebläse, oder auch Booster-Fan, um den durch die CO₂-Abscheidung erhöhten Druckverlust auszugleichen. Der Booster-Fan erhöht den Druck des Abgases auf ca. 1.1 bar_a, sodass sich das Abgas von 35 °C auf etwa 40-43 °C erwärmt. Dies entspricht der effektiven Temperatur, die am Eintritt des Absorbers vorliegt.

2.3 CO₂ Abscheidung und Aufbereitung

Wie in Abbildung 2-2 gezeigt ist eine gewisse Modularität bei den einzelnen Verfahrensabschnitten der CC-Prozesskette möglich. Diese Modularität ermöglicht eine örtlich getrennte Aufstellung, geht jedoch mit der Einschränkung einher, dass die Komplexität der Schnittstelle und der Bedarf an Infrastruktur, z.B. Rohrleitungen, steigt. Im Folgenden werden die Verfahrensabschnitte erläutert. Das detaillierte Verfahrensfließbild der CO₂-Abscheidung sowie Kompression und Verflüssigung ist beigelegt als Anlage zu finden.

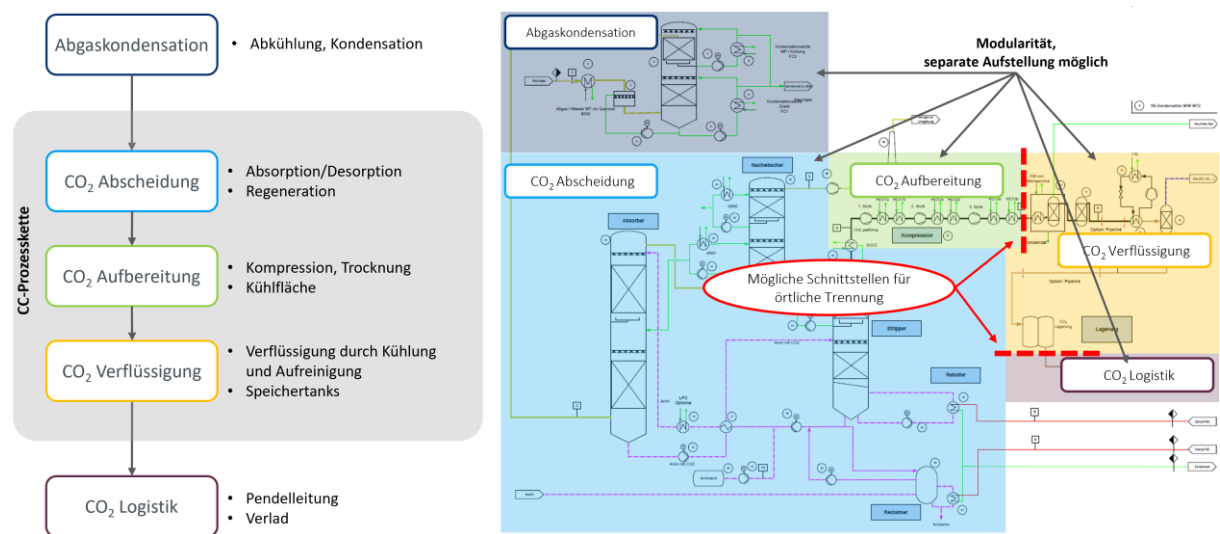


Abbildung 2-2: CC-Anlage Aufteilung in Verfahrensabschnitte.

2.3.1 Lösungsmittel CESAR1

Es gibt eine Vielzahl von Aminen und Amin-Kombinationen, die als Lösungsmittel eingesetzt werden. Sie unterscheiden sich im spezifischen Energiebedarf, in der chemischen Stabilität und in den Kosten. Der spezifische Energiebedarf liegt zwischen 2.2 und 3.8 GJ/t_{CO₂} (610-1'060 kWh/t_{CO₂}).

Die meisten Amine mit niedrigerem Energiebedarf sind proprietär, d.h. sie sind nicht frei verfügbar und der Anwender ist an einen Lieferanten und dessen Preise gebunden. Daher wurde für diese Analyse das generische, fortschrittliche Amin CESAR1 (benannt nach dem EU-geförderten Forschungsprojekt CESAR: CO₂ Enhanced Separation and Recovery) ausgewählt, das im Vergleich zum Standard-Amin Monoethanolamin (MEA) einen geringeren spezifischen Energiebedarf und eine höhere Stabilität aufweist. MEA wird seit Jahrzehnten in der Öl- und Gasindustrie eingesetzt und hätte den Vorteil, dass mehr Erfahrungen vorliegen.

Aufgrund der technischen und wirtschaftlichen Vorteile wird in dieser Studie die CO₂-Abscheidung mit CESAR1, einem generischen Amin, modelliert. Mit den in den folgenden Kapiteln dargestellten Optimierungen kann ein spezifischer Energiebedarf von ca. 2.6 GJ/t_{CO₂} erreicht werden.

2.3.2 Absorber

Das Abgas durchströmt den Absorber (Kolonnen zur Aufnahme des CO₂ aus dem Abgasstrom) und reagiert mit einer kalten, mageren Aminlösung, die das CO₂ aus dem Abgas absorbiert. Das Abgas wird der Absorberkolonne durch den Boden zugeführt, und der CO₂-entfrachtete Gasstrom wird anschliessend oben aus dem Absorber herausgeführt, so dass das Abgas in der Kolonne im Gegenstrom mit dem Lösungsmittel geführt wird. Das CO₂-reiche Lösungsmittel wird im Sumpf der Kolonne ausgetragen und zur Regeneration in den Stripper (Desorptionskolonne) geleitet. Die Reaktion zwischen dem Abgas und des absorbierenden Lösungsmittels ist exotherm, d. h., während des Prozesses wird Wärme freigesetzt. Zur Kühlung des Lösungsmittels im Absorber ist ein Absorber-Inter-Cooler (AIC) vorgesehen. Die Kühlung ist auf 40 °C festgelegt, wobei mit einer tieferen Temperatur eine höhere Abscheiderate erreicht werden kann, bei gleichbleibendem Wärmebedarf im Reboiler.

2.3.3 Nachwäscher

Nach dem Absorber erfolgt eine mehrstufige Wäsche des CO₂-entfrachteten Abgases. Im Absorber entweichen flüchtige Bestandteile und Aerosole aus dem Lösungsmittel, darunter Ammoniak, Aminfragmente, die in der Atmosphäre zu Nitrosaminen umgesetzt werden können, sowie Nitrosamine und Aldehyde, die bei nicht optimalem und kontrolliertem Betrieb während des Absorptionsprozesses entstehen können.

Um die Emissionen dieser unerwünschten Nebenprodukte wirksam zu reduzieren, wird zunächst eine Waschstufe mit Wasser eingesetzt. In dieser Stufe kondensiert der Wasserdampf und die löslichen Verbindungen reichern sich im Waschwasser und Kondensat an. Das Wasser wird durch das gelöste Amin alkalisiert, so dass die Ammoniakaufnahme gering ist. Das Waschwasser wird für die Waschlösung verwendet und bietet die Möglichkeit, das aminhaltige Lösungsmittel zurückzugewinnen und damit die Effizienz des Gesamtprozesses zu erhöhen.

Die nächste Stufe ist ein saurer Wäscher, der z.B. mit Schwefelsäure angesäuert wird. Dieses saure Milieu ermöglicht die Absorption des restlichen Ammoniaks und den Abbau eventuell vorhandener Nitrosamine. Diese behandelten Abwasserströme werden kontinuierlich ausgeschleust und zur Entlastung der Umwelt einer weitergehenden Abwasserreinigung zugeführt.

In der letzten Reinigungsstufe kommt ein Tropfenabscheider zum Einsatz, der nach dem Prinzip der Trägheitsabscheidung funktioniert. Typischerweise werden hier Lamellensysteme eingesetzt, um die noch in der Gasphase befindlichen Tröpfchen effektiv abzuscheiden. Die so zurückgewonnene

Flüssigphase wird anschliessend in den sauren Wäscher zurückgeführt. Durch diesen zusätzlichen Reinigungsschritt werden die verbliebenen Reste von Nitrosaminen und Aminfragmente, die als Aerosol den sauren Wäscher durchlaufen haben, zurückgehalten und aus dem Abgasstrom entfernt.

Ein Wärmetauscher im Waschkreislauf führt Wärme ab, so dass das im Absorber verdampfte Wasser kondensiert und zusammen mit möglichen Amin Rückständen in den Absorber zurückgeführt wird.

2.3.4 Wärmeverschiebung

Das CO₂-reiche Lösungsmittel aus dem Absorber wird zum Stripper geführt. Bevor es in den Stripper geleitet wird, wird es in einem Kreuzstromwärmetauscher aufgeheizt, der im Gegenstrom von magerem Lösungsmittel, das vom Sumpf des Strippers abgezogen wird, durchströmt wird. Auf der CO₂-armen Seite des Wärmetauschers und bevor die CO₂-arme Lösung in den Absorber gelangt, kühlt ein weiterer Wärmetauscher (Lean Precooler, LPC) das CO₂-arme Lösungsmittel weiter ab.

Der Absorber-Zwischenkühler (AIC) und der LPC sind notwendig, da die Temperatur des mageren Lösungsmittels, das in den Absorber gelangt, tiefer sein muss als die Temperatur des Lösungsmittels am Ausgang des Absorbers. Dies ist für eine effiziente Absorption von CO₂ aus dem Abgas notwendig.

2.3.5 Desorption

Das erhitzte, CO₂-reiche Lösungsmittel wird in den Stripper (Kolonne zur Abgabe und Rückgewinnung des absorbierten CO₂) am oberen Ende der Stripperkolonne geleitet. Das CO₂-reiche Lösungsmittel rieselt von oben nach unten durch den Stripper. Am unteren Ende der Kolonne wird im Reboiler das Lösungsmittel bis zum Siedepunkt aufgeheizt und der entstehende Dampf strömt im Gegenstrom zur Flüssigkeit nach oben. Dabei wird das CO₂ aus dem Lösungsmittel ausgetrieben und sammelt sich am Kopf des Strippers. Das regenerierte Lösungsmittel wird am Fuss des Strippers entnommen, mit dem Zulauf zum Stripper in einem Wärmetauscher abgekühlt und zurück in die Absorptionskolonne geleitet.

Die für das Regenerieren erforderliche Energie wird durch Niederdruckdampf der KVA Trimmis in einem Reboiler bereitgestellt.

Das Amin reagiert mit den im Abgas enthaltenen Verunreinigungen (z. B. NO_x, SO_x, usw.) aber auch O₂ und bildet im Laufe der Betriebszeit verschiedene Abbauprodukte und Salze. Diese reichern sich im Lösungsmittel an und können die Absorptionskapazität des Lösungsmittels herabsetzen. Um die Effizienz der CO₂-Abscheidung aufrechtzuerhalten und den Aminabbau zu minimieren, ist eine regelmässige Reinigung des Amins erforderlich. In der Regel wird ein thermisches Rückgewinnungsverfahren eingesetzt. Dabei wird ein Teil des heissen mageren Lösungsmittels nach dem Stripper abgezogen. Dem mageren Lösungsmittel wird NaOH zugesetzt, um aus den Abbauprodukten hitzestabile Salze (HSS) zu bilden. Im Reclaimer wird Wärme zugeführt, um das Lösungsmittel in einen gasförmigen Zustand zu überführen und in den Stripper zurückzuführen. Hierzu wird Mitteldruckdampf oder Frischdampf mit Niederdruckdampf genutzt (leicht höhere Temperaturen als im Reboiler). Die im Reclaimer verbleibende nicht destillierbare Fraktion, der Reclaimerschamm, ist eine Abfallfraktion, die entsorgt werden muss. Vorzugsweise kann der Reclaimerschamm der Verbrennung zugeführt werden.

2.3.6 Prozessoptimierung – Lean Vapor Compression

Die Lean Vapor Compression (LVC) ist eine Massnahme zur Energieoptimierung, die in den Prozess der CO₂-Abscheidung integriert werden kann. Sie ist optional, bietet jedoch das Potenzial, den Dampfbedarf der CO₂-Abscheidung signifikant zu reduzieren. Es resultiert jedoch ein leicht höherer Strombedarf aufgrund der zusätzlichen Kompression. Das LVC-Prinzip beruht darauf, das heisse, regenerierte, magere Lösungsmittel, welches aus dem Reboiler des Strippers austritt, bei einem

niedrigeren Druck zu verdampfen. Anschliessend wird der erzeugte heisse Dampf komprimiert und wieder in den Boden des Strippers zurückgeführt. Dadurch ähnelt das LVC-System einer Wärmepumpe. Der Prozess umfasst folgende Schritte:

- Druckabsenkung: Das CO₂-magere Lösungsmittel wird in einem Flash-Behälter druckentlastet, wodurch Wasser und restliches CO₂ ausgasen.
- Dampfkompensation: Der entstehende CO₂-haltige Dampf wird komprimiert und dabei erhitzt.
- Wärmerückgewinnung: Die bei der Kompression entstehende Wärme wird zur Regeneration des Lösungsmittels genutzt, was den Dampf- und Wärmebedarf des Reboilers verringert.

2.3.7 CO₂-Kompression

Das CO₂-Gas aus der CC-Anlage enthält Wasser und Verunreinigungen, die aus dem Gas entfernt werden müssen. Das CO₂ muss für die Lagerung und den Transport, respektiv für die Produktion von Methanol, komprimiert und verflüssigt werden.

Die Kompression von CO₂ erfolgt in der Regel in mehreren Stufen, wobei jede Stufe mit einem wassergekühlten Zwischenkühler ausgestattet ist. Dieser Zwischenkühler sorgt dafür, dass das Gas nach jeder Verdichtungsstufe gekühlt wird. Tiefere Temperaturen senken den Strombedarf in der nächsten Stufe. Die Restfeuchte im CO₂ wird in einem anschliessenden Trocknungsprozess entfernt.

2.4 Verflüssigung und Lagerung

2.4.1 Verflüssigung

Nach der Trocknung wird das gasförmige CO₂ in einem mehrstufigen Prozess schrittweise verflüssigt. Zunächst erfolgt eine Abkühlung durch Wärmeaustausch mit bereits verflüssigtem CO₂, das über eine Ammoniak-Kältemaschine auf die erforderliche Temperatur gebracht wird. Dieser Prozess bringt das CO₂ knapp über die Verflüssigungstemperatur. Im Kondensator wird das CO₂ dann vollständig verflüssigt.

Anschliessend wird das flüssige CO₂ in einer Rektifikationskolonne weiter gereinigt und destilliert. Nicht kondensierbare Gasbestandteile werden in einem nachgeschalteten Separator abgetrennt und in den Absorber zurückgeführt, um Verluste zu minimieren und die Reinheit des CO₂ zu gewährleisten. Nach der Rektifikation wird das gereinigte, verflüssigte CO₂ unterkühlt und zur weiteren Speicherung in Lagertanks gepumpt. Dieses Verfahren gewährleistet eine hohe Reinheit des CO₂.

2.4.2 Lagerung

Für die Lagerung von flüssigem CO₂ ist bei diskontinuierlichem Verladeverfahren, wie beispielsweise mit Kesselwagen ab Trimmis oder Rheinschiffe ab Basel, ein Lagervolumen für mindestens fünf Tage zu empfehlen. Diese Kapazität gewährleistet eine ausreichende Speicherung, insbesondere an Feiertagen wie Ostern oder Weihnachten. Auch bei kontinuierlichem Transport per Pipeline werden Tanks zur Pufferung benötigt. Allerdings ist das erforderliche Volumen hierbei aufgrund der Pufferleistung von z. B. nur einer Stunde CC-Betrieb deutlich kleiner. Für fünf Tage resultiert die Anforderung, 2'000 t_{CO₂} speichern zu können (basiert auf dem Szenario «Max. Strom»), so dass 7 Tanks je 300 t_{CO₂} angesetzt werden.

Die Lagerung von flüssigem CO₂ erfordert spezielle Bedingungen, insbesondere aufgrund des hohen notwendigen Drucks, der den möglichen Durchmesser der Tanks limitiert. Je grösser der Tank, desto kleiner muss der Durchmesser sein. Zudem ist aufgrund der tiefen Temperatur des verflüssigten CO₂ eine sehr gute Isolierung der Tanks unabdingbar. Dies wird durch vakuumisolierte oder ausgeschäumte Tanks erreicht. Aufgrund der Platzverhältnisse wird eine vertikale Aufstellung

der Lagertanks empfohlen, um die verfügbare Fläche optimal zu nutzen. Die detaillierte Ausführung folgt in Kapitel 4.

2.4.3 Reinheitsanforderungen CCS

Das geologische Endlager Northern Lights vor der Küste Norwegens veröffentlicht seit einigen Jahren die Qualitätsspezifikation für CO₂, die von den Kunden einzuhalten ist. Diese Spezifikation wurde mit Fortschreiten des Projekts angepasst und ist die Grundlage für aktuelle Abnahmevereinbarungen bereits ab dem CO₂-Transport vom Kunden bis zur Endlagerung.

Tabelle 1: Reinheitsvorgaben CO₂ Northern Lights. Ausgabe vom 14.02.2024.

Parameter Northern Lights	Einheit	Wert
Wasser (H ₂ O)	ppm	≤ 30
Sauerstoff (O ₂)	ppm	≤ 10
Schwefeloxide (SO _x)	ppm	≤ 10
Stickstoffmonoxid/Stickstoffdioxid (NO _x)	ppm	≤ 1.5
Schwefelwasserstoff (H ₂ S)	ppm	≤ 9
Kohlenmonoxid (CO)	ppm	≤ 100
Amin	ppm	≤ 10
Ammoniak (NH ₃)	ppm	≤ 10
Wasserstoff (H ₂)	ppm	≤ 50
Formaldehyd	ppm	≤ 20
Acetaldehyd	ppm	≤ 20
Quecksilber (Hg)	ppm	≤ 0.0003
Cadmium (Cd), Thallium (TI)	ppm	Summe ≤ 0.03
Methan (CH ₄)	ppm	≤ 100
Stickstoff (N ₂)	ppm	≤ 50
Argon (Ar)	ppm	≤ 100
Methanol (CH ₃ OH)	ppm	≤ 30
Ethanol (C ₂ H ₅ OH)	ppm	≤ 1
Gesamte flüchtige organische Verbindungen (VOC)	ppm	≤ 10
Mono-Ethylenglykol (MEG)	ppm	≤ 0.005
Tri-Ethylenglykol (TEG)	ppm	Nicht erlaubt
BTEX	ppm	≤ 0.5
Ethylen (C ₂ H ₄)	ppm	≤ 0.5
Blausäure (HCN)	ppm	≤ 100
Aliphatische Kohlenwasserstoffe (C ₃ +C ₄)	ppm	≤ 1'100
Ethan (C ₂ H ₆)	ppm	≤ 75
Feststoffe, Partikel, Staub	µm	≤ 1

Die seit dem 14.02.2024 geltenden Spezifikationen sind deutlich umfassender und strikter als die früheren Veröffentlichungen, vor allem hinsichtlich der CO₂-Qualität. Besonders hervorzuheben sind folgende Änderungen:

- Technologien, die Glykol im CO₂-Trocknungsprozess verwenden, werden in der neuen Spezifikation nicht akzeptiert. Somit müssen alternative Technologien, wie z.B. die Adsorption an einem Trocknungsmittel, eingesetzt werden.
- Für das Erreichen der neuen, sehr tiefen NO_x-Grenzwerte wird eine andere Betriebsweise der Entstickung erforderlich sein, oder die Installation einer NO_x Trap notwendig werden.
- Es wird erwartet, dass Systeme zur Probennahme und Qualitätsmessung von CO₂ installiert werden müssen (z.B. Carboscan), um die Einhaltung der Spezifikation zu gewährleisten.

2.5 Szenario CCS Verladung und Transport

Im Szenario «Max. Strom» wird nur ein Teil des abgeschiedenen CO₂ zu Methanol weiterverarbeitet, der Rest muss für CCS abtransportiert werden.

Während der Lagerung und des Verladeprozesses entweicht ein Teil des CO₂ als Gas (Boil-off). Dieses gasförmige CO₂ wird aufgefangen und muss mittels einer Pendelleitung zur Rückverflüssigung erneut in die Kältemaschine geführt werden. Um die Effizienz dieser Rückverflüssigung zu gewährleisten, sollte die Distanz zwischen Verflüssigung, Lagerung und Verladung möglichst gering sein (unter 1 km). Alternativ könnte eine zweite Kältemaschine am Standort der Verladung installiert werden.

Die zukünftig grossen Mengen an CO₂ aus den Abscheideprozessen der KVA erfordern eine durchdachte Logistik und Infrastruktur. Insbesondere bei internationalen Speicherprojekten sind umfangreiche Lösungen gefragt. In Deutschland wäre der Aufbau eines Pipelinenetzes mit der Option einer späteren Anbindung an die Schweiz ideal. Schätzungen gehen davon aus, dass eine solche Verbindung frühestens zwischen 2038 und 2045 realisiert werden könnte. Ziel der Pipelinelösung ist es, das CO₂ in der sogenannten «dense phase» (flüssig und überkritisch) bei mindestens 80 bar und Temperaturen zwischen 5 und 25 °C zu transportieren.

Bis zur vollständigen Realisierung eines solchen Netzes sind jedoch Übergangslösungen für den CO₂-Transport erforderlich. Der Transport von CO₂ erfolgt aufgrund der höheren Dichte und der längeren Haltbarkeit in flüssiger Form über weite Strecken in Eisenbahnkesselwagen. In Trimmis würde das CO₂ auf Kesselwagen verladen und per Güterzug nach Basel transportiert. Von dort gibt es zwei Alternativen: entweder erfolgt der Transport per Schiff über den Rhein nach Rotterdam oder weiter per Bahn direkt nach Rotterdam. Von Rotterdam aus wird das CO₂ schliesslich per Hochseeschiff nach Norwegen transportiert, wo es im Projekt Northern Lights endgelagert wird.

Für den Binnentransport (von Trimmis bis Rotterdam) von flüssigem CO₂ per Kesselwagen werden Kosten von 80 CHF/t_{CO2} angenommen. Für den Hochseetransport sind Kosten in der Höhe von etwa 25 CHF/t_{CO2} zu erwarten. Hinzu kommen die Endlagerkosten an Northern Lights, welche im Moment zu etwa 80 CHF/t_{CO2} gehandelt werden.

2.6 Prozessmodellierung

Die Modellierung der Energie- und Stoffströme der CO₂-Abscheidung, sowie Kompression, Trocknung, Verflüssigung und Aufreinigung erfolgte auf Basis von Referenzmodellierungen, die mit der Software ProMax v6 von Bryan Research & Engineering berechnet wurden. Die Software gilt als eine der führenden Lösungen in diesem Spezialgebiet.

Es wird eine CO₂-Abscheideeffizienz über die gesamte Prozesskette von 90 % berücksichtigt, sowie die in Abschnitt 2.3 erklärten Absorber-Zwischenkühlung (AIC) und Rückführung des Wasserdampfes (LVC). Das CESAR1-Lösungsmittel ist eine wässrige Lösung mit 21 Ma.-% AMP (2-Amino-2-methyl-1-propanol) und 11 Ma.-% PZ (Piperazin).

Da in der Praxis die Lösungsmittel tendenziell stärker verschmutzt sind und durch den komplexeren Anlagenbau höhere Verluste entstehen können als in der Modellierung der Machbarkeitsstudie angenommen, besteht die Möglichkeit, dass der tatsächliche Energiebedarf unterschätzt wird. Es wird daher empfohlen, diesen in nachfolgenden Detailstudien, beispielsweise im Rahmen einer FEED-Studie (Front-End Engineering Design), zu validieren. Bis dahin sollte eine Sicherheitsmarge von 30 % berücksichtigt werden.

2.7 Energie- und Massenbilanz

Die Prozessmodellierung des CO₂-Abscheidenvorgangs ergibt eine Energie- und Massenbilanz, die in Abbildung 2-3 ohne Berücksichtigung der o.g. Sicherheitsmarge dargestellt ist. Für den gesamten Abscheide- und Aufbereitungsprozess, einschliesslich der Abgaskondensation bis hin zum verflüssigten CO₂, werden demnach 3.0 MW Strom und 21.5 MW Niederdruckdampf benötigt. Es zeigt sich ein Abwärmepotenzial von 13.1 MW in der Abgaskondensation bei etwa 80 °C und 13.2 MW im CO₂-Abscheidungsprozess. Von letzterem müssten 10.4 MW mit zusätzlich benötigtem Strom (ca. 2.6 MW) oder Dampf (ca. 14.9 MW) in einer Wärmepumpe auf Fernwärmepumpentemperaturen erwärmt oder je nach saisonalem Fernwärmebedarf über Luftkühler abgeführt werden. Die verbleibenden 2.8 MW sind auf einem Temperaturniveau von über 80 °C und können direkt in das Fernwärmenetz eingespeist werden. In der Kompression und Verflüssigung sind nochmals bis zu 1.4 MW beziehungsweise 3.5 MW Abwärme verfügbar. In Abhängigkeit vom Lieferanten können diese Kompressions- und Verflüssigungsanlagen jedoch bereits mit einer nicht adaptierbaren Luftkühlung ausgeführt sein, wodurch eine Integration der Abwärme nicht möglich wäre.

Das bei der Abgaskondensation sowie der CO₂-Verdichtung anfallende Kondensat kann für die Power-to-X-Anlage genutzt werden. Dazu ist eine Kondensataufbereitung erforderlich, die gleichzeitig als Vorstufe für die gemeinsame Aufbereitung mit Trinkwasser zu demineralisiertem Wasser für den Elektrolyseur dient (siehe Kapitel 3.2.1).

Im Szenario «Max. Strom» werden 7.9 t/h Wasser benötigt (vgl. Abschnitt 3.6 bzw. Abbildung 3-5), wovon 7.8 t/h bereits durch die CO₂-Abscheidungsanlage zur Verfügung gestellt werden können. Somit sind nur geringe Mengen an Trinkwasser zusätzlich erforderlich. Beim Szenario «Max. CO₂» werden hingegen 20.0 t/h benötigt, was den Einsatz von grossen Mengen an Trinkwasser, 12.2 t/h, erforderlich macht.

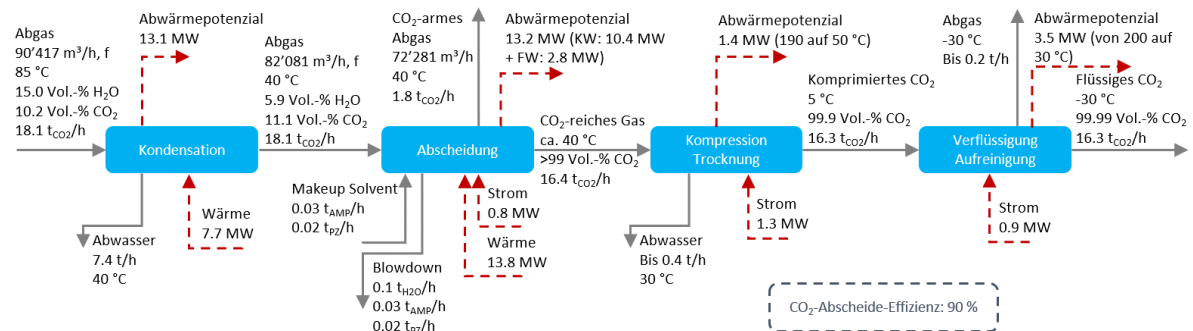


Abbildung 2-3: Vereinfachtes Energie- und Stoffstromdiagramm. Modellierung des Carbon Capture auf Basis von ProMax.

3. Power-to-X Technologien

3.1 Prozesskette

In Abbildung 3-1 ist das Grundfließbild der Power-to-X Prozesskette dargestellt. Rot markiert sind die neuen Verfahrensabschnitte, aufgeteilt in Elektrolyse, CO₂-Aufbereitung, sowie der Methanolsynthese. Die benötigten Medien der einzelnen Prozessschritten sind in grün dargestellt, sowie die Schnittstellen der Wärme in orange.

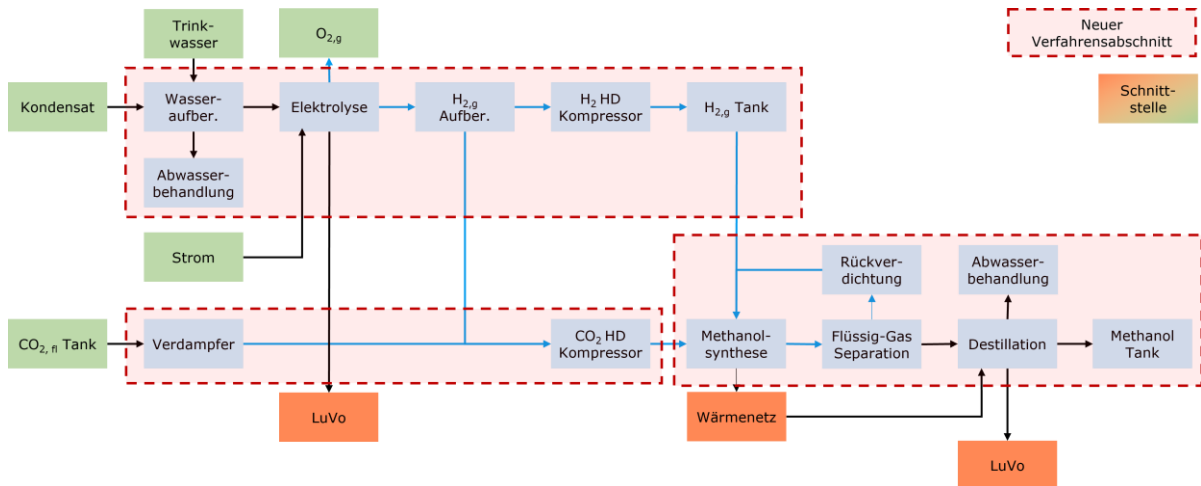


Abbildung 3-1: Prozesskette Power-to-X.

Für die Elektrolyse wird hochreines Wasser benötigt, sodass die Elektrolysezellen nicht verschmutzt werden. Das Wasser wird in der Wasseraufbereitungsanlage aufbereitet. Dazu kann Kondensat aus der CO₂-Abschneideanlage verwendet werden. Somit wird nur wenig zusätzliches Wasser im Szenario «Max. Strom» benötigt. Bei einer grösseren Anlage würde automatisch mehr Trinkwasser erforderlich sein. Der Strombedarf ist hier symbolisch zur Elektrolyse gekennzeichnet, da dort der Hauptstrombedarf zu finden ist. Kleine Mengen an Strom (in der Berechnung auch berücksichtigt) werden für die Wasseraufbereitung, sowie auch für die Kompression des Wasserstoffes benötigt. Aus der Elektrolyse entsteht zusätzlich Sauerstoff, welcher als Nebenprodukt in Abschnitt 3.7 detaillierter betrachtet wird. In jenem Abschnitt wird auch näher auf eine mögliche Abwärmenutzung des Elektrolyseurs eingegangen. Die Abwärme des Elektrolyseurs (bis ca. 70 °C) kann teilweise für die Luftvorwärmung der Primärluft für die KVA verwendet, oder allenfalls auch weggekühlt werden.

Für die Methanol-Synthese wird komprimiertes CO₂ bei etwa 80 bar benötigt. Dieses wird anhand der CO₂ Abscheidung vom Abgas der KVA gewonnen, aufbereitet und verflüssigt. Das flüssig zwischengelagerte CO₂ muss verdampft und zusätzlich auf den Betriebsdruck des Methanol-Reaktors komprimiert werden. Dies geschieht in der CO₂-Aufbereitung.

3.2 Elektrolyse zur Wasserstoffherstellung

3.2.1 Wasseraufbereitung

Bei der Integration von Carbon Capture und Power-to-X-Prozessen spielt die effiziente Nutzung von Ressourcen, unter anderem von Wasser, eine zentrale Rolle. Neben der Wärme kann das im Abgas der KVA Trimmis enthaltene Wasser durch Abgaskondensation in Form von Kondensat gewonnen (siehe Kapitel 2.2 und 2.7) und aufbereitet werden, um den Wasserbedarf des Elektrolyseurs zu bedienen. Durch die Wiederverwendung des gereinigten Kondensats kann der Frischwasserverbrauch deutlich reduziert werden, wodurch die Effizienz des Gesamtprozesses

erhöht, und die Ökobilanz des Kraftwerks verbessert. Die Aufbereitung dieses Kondensats muss daher gezielt auf die Anforderungen des Elektrolyseurs abgestimmt werden.

Beim Betrieb der Abgaskondensation wird das Kondensat zunächst im Wäscher gesammelt. Überschüssiges Kondensat, das nicht unmittelbar im Wäscher wiederverwendet wird, muss weiter aufbereitet werden. In der Kondensataufbereitung wird das überschüssige Kondensat in einem Vorlagebehälter gesammelt und der pH-Wert durch Dosierung von Salzsäure oder Natronlauge eingestellt, um die nachfolgenden Aufbereitungsschritte zu optimieren. Anschliessend durchläuft das Kondensat eine Filtereinheit, die zur Partikelabscheidung aus mechanischen Filtern und zur Schwermetallabscheidung aus einem Aktivkohlebett und ggf. Ionenaustauschern besteht. In der abschliessenden Qualitätskontrolle werden Parameter wie Temperatur, pH-Wert, Trübung und Leitfähigkeit überwacht. Bei Einhaltung der Grenzwerte wird das gereinigte Kondensat entweder direkt dem Betriebswassertank zur Deckung des Wasserbedarfs des Elektrolyseurs zugeführt, bei Überschuss in die Kanalisation eingeleitet oder bei Überschreitung der Grenzwerte in den Aufbereitungsprozess zurückgeführt.

Für den Betrieb der Elektrolyse ist die Verwendung von hochreinem, demineralisiertem Wasser zwingend erforderlich, um den Verschleiss an Elektroden, die Verblockung der Membranen sowie elektrochemische Nebenreaktionen zu vermeiden, die die Lebensdauer und Effizienz der Anlage beeinträchtigen könnten. Zur Deckung des Wasserbedarfs der Elektrolyse und zur sicheren Entfernung unerwünschter Bestandteile wird etwa 40 % mehr Wasser benötigt, als der Elektrolyseur selbst erfordert. Dieses zusätzliche Wasser wird dem Trinkwassernetz entnommen und anschliessend in einer vorgeschalteten Wasseraufbereitungsanlage weiter gereinigt.

Die Wasseraufbereitung erfolgt in mehreren Stufen: Zunächst durchläuft das Wasser eine Filtration zur Entfernung grober Verunreinigungen, gefolgt von einer Enthärtung zur Reduktion der Wasserhärte. Anschliessend wird eine Umkehrosmose durchgeführt, um gelöste Salze und weitere Verunreinigungen zu eliminieren. In einem letzten Schritt erfolgt die Polierung des Wassers mittels Ionenaustauscher, um eine Leitfähigkeit von weniger als 10 $\mu\text{S}/\text{cm}$ zu erreichen, die den Anforderungen des PEM-Elektrolyseurs entspricht (siehe Tabelle 2).

Ein Teil des eingesetzten Wassers wird kontinuierlich abgeschlämmt, um eine Anreicherung von Verunreinigungen im System zu verhindern und so eine unterbrechungsfreie Betriebsdauer der Anlage zu gewährleisten. Das abgeschlammte Wasser kann anschliessend der kommunalen Abwasserreinigung zugeführt werden.

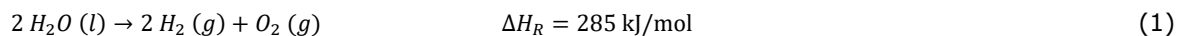
Ramboll empfiehlt die Anlage zur Wasseraufbereitung redundant auszuführen, um mögliche Stillstände der nachfolgenden Prozesskette bei Ausfall der Wasseraufbereitung weiterbetreiben zu können. Es wird davon ausgegangen, dass eine Anlage in einem 20 Fuss Container installiert werden kann.

Tabelle 2: Reinheitsanforderungen Wasser für PEM-Elektrolyse.

Parameter	Einheit	Max. Wert
Gesamt gelöste Feststoffe	mg/l	5
Leitfähigkeit	µS/cm	10
SiO ₂	mg/l	0.5
Chlor	mg/l	1
Wasserhärte	dH	0.05
Kolloidindex/Fouling	mg/l	1
Gesamtkohlenstoffgehalt	mg/l	0.2
Eisengehalt	mg/l	1
Mangangehalt	mg/l	1
Aluminiumgehalt	mg/l	1
Chemischer Sauerstoffbedarf	mg/l	2
CO ₂	mg/l	1
Öle und Fette	mg/l	Keine
pH-Wert	-	5.5-9

3.2.2 Technologieübersicht Elektrolyse

Bei der Elektrolyse von Wasser wird elektrische Energie in Form von Strom verwendet, um Wasser in Sauerstoff und Wasserstoff aufzuspalten. Die Aufspaltung erfolgt in der Elektrolysezelle in zwei Teilreaktionen an der negativ geladenen Kathode und der positiv geladenen Anode. Pro Mol Wasser entsteht ein Mol molekularer Wasserstoff und ½ Mol molekularer Sauerstoff. Die elektrochemische Reaktion lässt sich nach Gleichung 1 zusammenfassen als:



Es gibt eine Vielzahl an Elektrolyseurtechnologien unterschiedlicher Marktreife, von denen im Folgenden drei vorgestellt und in Tabelle 3 detailliert werden:

- Alkalische Elektrolysezellen (engl. *Alkaline Electrolysis Cells*, AEC),
- Polymerelektrolytmembran Elektrolysezellen (engl. *Proton Exchange Membrane*, PEM) und
- Festoxid Elektrolysezellen (engl. *Solid Oxide Electrolysis Cell*, SOEC).

Die Marktreife (engl. *Technology Readiness Level*, TRL) ist massgeblich anhand der installierten Output-Leistung zu bewerten. Es befinden sich europaweit mehrere AEC- und PEM-Anlagen mit einer Leistung im einstelligen MW-Bereich im Betrieb und können daher als Stand der Technik bewertet werden. Jedoch sind nur wenige Projekte bis 100 MW Leistung realisiert und eine Vielzahl befindet sich noch in der Planung.

Tabelle 3: Eigenschaften unterschiedlicher Elektrolyseurtechnologien.

	AEC	PEM	SOEC
Elektrodenmaterial (Auswahl)	Kathode: Ni, Co, Fe Anode: Ni, Co	Kathode: Ni, Pt, Pd Anode: Ir, Ru, Co	Kathode: Ni Anode: La, Sr, MnO
Elektrolyt (Auswahl)	ca. 30 % Lösung Kaliumhydroxid	Fluorpolymer- membran	Zirkonoxid und Yttriumoxid
Energiezufuhr	Strom	Strom	Strom, Dampf
Stromdichte	Bis 0.6 A/cm ²	Bis 1 A/cm ²	Bis 0.8 A/cm ²
Hauptprodukte	Wasserstoff, Sauerstoff	Wasserstoff, Sauerstoff	Wasserstoff, Syngas (bei CO ₂ -Zugabe)
H ₂ -Druck ohne Kompressor	Bis 40 bar	Atmosphärendruck bis 35 bar	Atmosphärendruck
Betriebstemperatur	70-80 °C	60-70 °C	750-850 °C
Flächenbedarf	Hoch (bis 2x PEM)	Mittel (kompakte Bauweise)	keine Referenz in Leistungsklasse
Lebensdauer Zellen (unter Vollast)	Bis zehn Jahre	Bis fünf Jahre	keine Referenz in Leistungsklasse
Reinheit des Wassers	Hoch	Sehr hoch	Hoch
TRL	9	9	7-8

AEC-Elektrolyseure sind eine weit entwickelte Technologie und die installierte Leistung kann in modularer Bauweise hochskaliert werden. Die Betriebstemperatur beträgt zwischen 70 und 80 °C und der produzierte Wasserstoff liegt üblicherweise gasförmig bei einem Druck von bis 40 bar ohne den Einsatz eines zusätzlichen Kompressors vor. Die Ansprechzeiten sind im Bereich von Minuten und ermöglichen einen flexiblen Betrieb. Die Lebensdauer der Elektrolysezellen beträgt im Vollastbetrieb ca. 10 Jahre. Nachteilig sind der Einsatz von Kaliumhydroxid als Elektrolyt, was bei unzureichender Wartung zu Korrosionsproblemen und ggf. dem Austritt von ätzenden Substanzen führen kann. Der Elektrolyt hat zudem einen hohen elektrischen Widerstand, was die Effizienz mindert. Aufgrund der Bauweise der Elektrolysezelle ist die spezifische Stromdichte gering und der Flächenbedarf zur Aufstellung hoch.

Vorteilhaft an Elektrolyseuren auf Basis von PEM sind die hohe Stromdichte und resultierende kompakte, modulare Bauweise ohne flüssigen Elektrolyten, so dass die Aufstellungsfläche über die Hälfte geringer bei gleicher Leistung eines AEC sein kann. Aufgrund des gasundurchlässigen Elektrolyts können sehr hohe Reinheiten des produzierten Wasserstoffs erzielt werden und neue Entwicklungen sollen den Betrieb unter Druck bis 35 bar ermöglichen. Aufgrund des Investitions- und Innovationsschubs in den letzten zwei Jahren werden verschiedene Systeme entwickelt, so dass die auf den Druck bezogene Betriebsart anbieterabhängig ist. Die Betriebstemperatur liegt bei 60 bis 70 °C und die Ansprechzeit im Bereich von Sekunden. Die Lebensdauer einer Elektrolysezelle ist mit ca. fünf Jahren kürzer als bei AEC und setzt eine sehr hohe Reinheit des eingesetzten Wassers voraus. Aufgrund der Edelmetalle im Katalysator ist der Ersatz einer Elektrolysezelle hochpreisig.

Elektrolyseure mit Festoxid-Elektrolyten (SOEC) zeichnen sich durch hohe Effizienz aus, die in Verbindung mit einer externen Hochtemperaturwärmequelle 90 % betragen kann. Neben Wasserstoff ist beim Einsatz von Wasser bzw. Dampf und CO₂ die Produktion von Syngas, einer Mischung aus H₂ und CO, möglich. Die SOEC-Technologie befindet sich noch in der Demonstrationsphase für grosstechnische Anwendungen zur Wasserstofferzeugung und Anlagen der erforderlichen Leistungsgrösse sind nicht kommerziell auf dem Markt erhältlich. Es sind keine Referenzen und Erfahrungen für den Langzeitbetrieb und grosstechnischen Einsatz bekannt.

Für die Leistungsklasse der vorliegenden Studie von 51 MW sind daher nur die Elektrolyseure auf Basis von AEC und PEM weiter betrachtet worden. Aus den Erfahrungen der Ramboll Gruppe ist ein Betrieb beider Technologien unter Teillast von 20 bis 100 % möglich und kann vorteilhaft sein. So wurden ein geringerer, spezifischer Energieverbrauch und die Verlängerung der Lebenszeit von Elektrolysezellen beobachtet. Für AEC und PEM ist bei Vollast eine Minderung der Leistung bis Lebensende einer Elektrolysezelle von 5 bis 8 % zu erwarten.

In Abbildung 3-2 sind die Betriebsmodi und Ansprechzeiten von AEC und PEM-Elektrolyseuren zusammengefasst. Je kürzer die Ansprechzeiten sind, umso besser ist es möglich die Verfügbarkeit von überschüssigem Strom und Schwankungen vom Strompreis auszugleichen. Es wird ersichtlich, dass die Überführung vom Leerlauf in die Kalt- bzw. Heissreserve (Standby) zeitlich unabhängig von der gewählten Technologie ist, die nachfolgende Produktion bei PEM aber deutlich schneller möglich ist. Ein Standby-Betrieb als Heissreserve über 24 Stunden hinaus wird nicht empfohlen. Sowohl für AEC und PEM wird ein Inertgas, z. B. Stickstoff als Flaschenbündel, im Standby benötigt.

Der Elektrolyseur ist aus sicherheitstechnischen Gründen mit einer Abblasleitung (auch Ausbläser genannt) ausgestattet, die über das Dach geführt wird. Diese Leitung ermöglicht es, überschüssigen Wasserstoff oder Sauerstoff im Falle eines Druckanstiegs oder einer Störung kontrolliert und sicher in die Atmosphäre abzuleiten, um die Betriebssicherheit zu gewährleisten und Gefahren durch Gasansammlungen im Gebäude zu vermeiden.

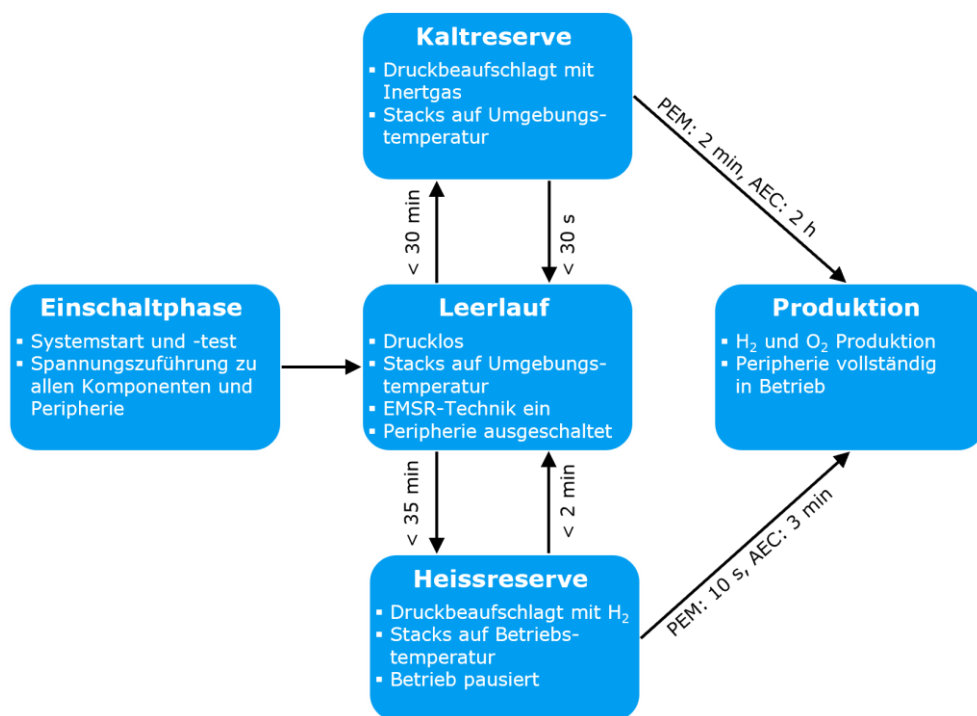


Abbildung 3-2: Betriebsmodi und Ansprechzeiten eines Elektrolyseurs.

Für die Elektrolyse sind in der Literatur eine Vielzahl von Wirkungsgraden angegeben. Dabei ist zu beachten, welche Komponenten in dem Bilanzrahmen enthalten sind. Typischerweise sollte nur die

Leistung der Elektrolysezelle betrachtet werden, die zu Beginn der Lebenszeit 5 bis 8 % höher, als zu Lebensende ist. Unter der Annahme, dass der Leistungsabfall gleichmässig abläuft, wird ein mittlerer Wirkungsgrad von 69 % angesetzt. In den Ramboll Referenzen sind Systeme von 60 bis 78 % bekannt. Der Gleichrichter transformiert die Wechselfspannung mit einem Wirkungsgrad von >98 % in die zur Elektrolyse notwendigen Gleichspannung. Der Rest geht als Abwärme verloren.

Aufgrund des geringen Flächenbedarfs ist zur Elektrolyse die PEM-Technologie gewählt worden. Es werden drei 17 MW Module, die aus mehreren Stacks bestehen, nebeneinandergestapelt aufgestellt. Der Betrieb erfolgt nach Stand der Technik unter Atmosphärendruck mit einem Output von bis 40 bar. Eine nachträgliche Verdichtung des Wasserstoffs zur Pufferung (440 bar) und Weiterarbeitung ist daher separat durch einen Kompressor notwendig.

Nach der Elektrolyse muss der Wasserstoff strengen Reinheitsanforderungen entsprechen, um in nachfolgenden Prozessen der Power-to-X-Kette, wie beispielsweise der Methanolsynthese, verwendet werden zu können. Der Wasserstoff aus der PEM-Elektrolyse ist häufig mit Wasserdampf gesättigt und muss daher getrocknet werden. Dieser Trocknungsschritt erfolgt in der Regel durch den Einsatz von Adsorptionstrocknern wie Molekularsieben. In einigen Fällen können auch geringe Mengen an Sauerstoff vorhanden sein. Dies ist vor allem auf einen Sauerstoffüberschuss auf der Kathodenseite zurückzuführen. Da Sauerstoff in nachfolgenden Syntheseprozessen als Oxidationsmittel unerwünscht ist, muss er durch chemische Adsorption wirksam entfernt werden.

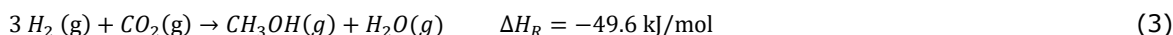
Gemäss ISO 14687 «Hydrogen fuel quality — Product specification» werden spezifische Grenzwerte für Verunreinigungen festgelegt, die einen störungsfreien Betrieb und hohe Effizienz in mobilen und stationären Anwendungen sicherstellen sollen (siehe Tabelle 4). Besonders relevant sind dabei Verunreinigungen wie Kohlenwasserstoffe, Kohlenmonoxid, Stickoxide und Partikel, die katalytische Prozesse in Synthesereaktionen negativ beeinflussen könnten. Für die Methanolsynthese ist ein Wasserstoff von höchster Reinheit erforderlich, um Katalysatorgifte auszuschliessen und die Produktausbeute zu maximieren. Dies wird primär durch die aufwändige Aufbereitung des eingesetzten Wassers sichergestellt (siehe Kapitel 3.2.1).

Tabelle 4: Reinheitsanforderungen Wasserstoff nach der Elektrolyse.

Parameter	Einheit	ISO 14687
Maximal erlaubte nicht-Wasserstoff Gase	ppm	300
Wasser	ppm	5
Gesamte Kohlenstoffe	ppm	2
Sauerstoff	ppm	5
Helium	ppm	300
Stickstoff, Argon	ppm	100
Kohlenstoffdioxid	ppm	2
Kohlenstoffmonoxid	ppm	0.2
Gesamte Schwefelverbindungen	ppm	0.004
Formaldehyd	ppm	0.01
Ameisensäure	ppm	0.2
Ammoniak	ppm	0.1

3.3 Methanolsynthese

Methanol ist das einfachste Alkoholmolekül und eine Basischemikalie mit einer breiten Palette von Anwendungen. Zur Herstellung wird ein Gemisch aus Wasserstoff und Kohlenstoffdioxid auf 50 bis 100 bar verdichtet und auf 220 bis 250 °C erhitzt, um optimale Betriebsbedingungen des Festbettreaktors zu erreichen. Die Reaktion ist in Gleichung 3 zusammengefasst und zeigt, dass auf der Eduktseite pro Mol Kohlendioxid drei Mol Wasserstoff benötigt werden. Es entstehen ein Mol Methanol und ein Mol Wasser. Dies zeigt, dass ein Drittel des eingesetzten Wasserstoffs mit Kohlendioxid zu Wasser reagiert. Im Vergleich dazu ist die nicht im Bericht behandelte Methanisierung zur Herstellung von Methan reaktionstechnisch weniger effizient, da bei diesem Prozess sogar die Hälfte des Wasserstoffs mit Kohlendioxid zu Wasser umgesetzt wird.



Aufgrund des Reaktionsgleichgewichts auf Seite der Edukte wird nur ein Teil des Wasserstoffs und des Kohlenstoffdioxids umgewandelt. Die Produktausbeute wird daher im Betrieb durch Rezirkulation der nicht umgesetzten Gase erhöht, was zudem einen Teillastbetrieb bis 20% ermöglicht. Für die Methanolsynthese werden keine pauschalen Wirkungsgrade angesetzt, da das Edukt/Produkt-Gemisch so lange zirkuliert, bis ein hoher Umsetzungsgrad erfolgt ist.

In Abbildung 3-3 ist das Fließbild einer Methanolsynthese dargestellt. Das im Reaktor produzierte sogenannte Rohmethanol wird in einem Separator kondensiert und die Flüssigphase in einer folgenden Destillation aufgereinigt. Je nach Technologieanbieter sind verschiedene Anlagendesigns möglich, z. B. eine einzelne Destillationskolonne, die nahe an atmosphärischen Bedingungen (0.8 bar) betrieben wird, oder zwei Kolonnen in Reihe, wobei eine im leichten Unterdruck (0.6 bar) und die andere bei höherem Druck (3.7 bar) arbeitet, was in dieser Studie ausgewählt wurde.

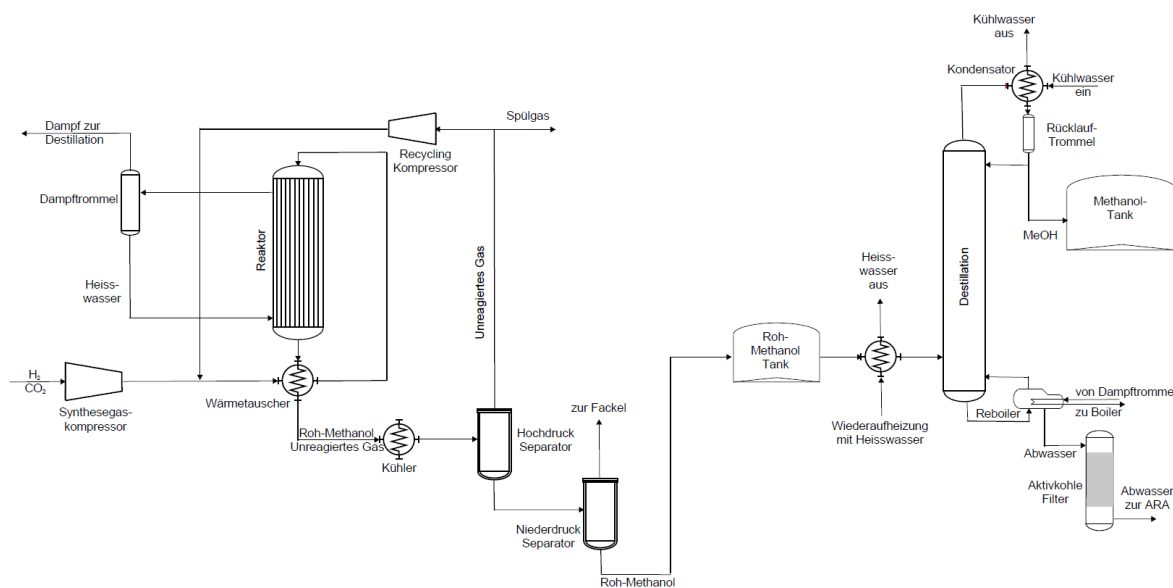


Abbildung 3-3: Beispielhaftes Fließbild einer Methanolsynthese.

Die Prozessmodellierung und -auslegung der Elektrolyse sowie der Methanolsynthese erfolgt mit dem Ziel, höchste Reinheitsanforderungen zu erfüllen. In der Destillation werden neben Restwasser noch Nebenprodukte wie Dimethylether abgeschieden und Reinheiten von mindestens 98.5 Ma.-% erreicht. Für die Nutzung in der chemischen Industrie ist die ASTM D 1152 «Standard Specification for Methanol» anzuwenden, die 99.85 Ma.-% Reinheit vorsieht. Für die höhere Aufbereitung ist die o.g. Druckvariation und eine zusätzliche Kolonnenstufe erforderlich. Um im Bedarfsfall Methanol in der Qualität «Brennstoff» und nur 95 Ma.-% Reinheit zur Verfügung stellen zu können, kann eine

Umgehung der letzten Stufen der Destillationskolonne realisiert werden, wodurch eine deutliche Energieeinsparung erzielt werden kann.

Tabelle 5: Reinheitsanforderungen Methanol für Nutzung als Brennstoff oder gemäss

Parameter	Einheit	Brennstoff	ASTM D 1152 Grade AA
Reinheit	Ma.-%	>95	>99.85
Dichte	t/m ³	k.A.	0.7928
Wassergehalt	Ma.-%	<1	<0.1
Aceton und Aldehyde	ppm	<30	<30
Aceton	ppm	k.A.	<20
Ethanol	ppm	k.A.	<10
Chlorverbindungen	mg/kg	<10	<10
Schwefelverbindungen	mg/kg	k.A.	k.A.
Acidität	mg/kg	<30	<30

Die Abwärme der exothermen Reaktion im Festbettreaktor kann zusammen mit der Abwärme der Elektrolyse den Wärmebedarf der Destillation decken, welche wiederum Abwärme auf niedrigerem Niveau erzeugt. Ein weiteres Nebenprodukt ist das Abwasser aus dem Reaktor und die flüssige Phase aus der Destillation, die unerwünschte Kohlenwasserstoffe enthält. Bevor das Abwasser der kommunalen Kanalisation zugeführt werden kann, ist eine Reinigung notwendig, z. B. durch Adsorption an Aktivkohle.

3.4 Speicherung

Die Speicherung von Wasserstoff ist bei Umgebungstemperaturen -20 bis +40 °C als komprimiertes Gas in Druckbehältern vorgesehen. Gasförmiger Wasserstoff hat eine äusserst niedrige Dichte, so dass ein hoher Druck zur Speicherung relevanter Mengen notwendig ist. Es sind mehrere Anbieter und Lösungen zur Speicherung auf dem Markt vorhanden, bei denen das Gas von 300 bis 700 bar verdichtet wird. Die Verdichtung auf 700 bar benötigt ca. 12 % des Energiegehalts von Wasserstoff als elektrische Leistung. Die Speicherkapazität eines einzelnen Tanks ist aufgrund der Anforderungen an die Festigkeit der Werkstoffe begrenzt, so dass sich für diese Art der Speicherung hohe spezifische Kosten ergeben.

Die Verflüssigung von Wasserstoff ermöglicht die Speicherung in isolierten Tanks und sehr viel höherer Energiedichte. Das Gas wird hierzu auf Temperaturen unterhalb -240 °C abgekühlt, wofür ca. 20 % des Energiegehalts vom Wasserstoff aufgewendet werden müssen. Die Speicherung verflüssigten Wasserstoffs länger als 24 Stunden wird aufgrund des hohen Energieaufwands zur Temperaturhaltung nicht empfohlen. Die Speicherung von flüssigem Wasserstoff würde zwar ein wesentlich geringeres Speichervolumen erfordern, doch haben sich in der Praxis Druckspeichersysteme bewährt. Dies liegt vor allem an der Flexibilität im Betrieb, den Investitionskosten und keine Probleme des Abdampfens (Boil-off).

Um Schwankungen in der Produktion auszugleichen sind an zwei Stellen in der Prozesskette Speicher vorgesehen. Die Art und Grösse der Speicher sind von dem jeweiligen Verfahrensschritt abhängig. Nach der Elektrolyse ist die Speicherung von Wasserstoff für 5 h Vollastbetrieb (11'200 bzw. 4'400 kg) für den kontinuierlichen Betrieb der Prozesskette und die Möglichkeit der Reduktion

auf Teillast für den verlängerten Betrieb vorgesehen. Die Speicherung des Wasserstoffs erfolgt in Druckgasspeichern bei 440 bar (exemplarisch Containersystem HydrosSpider). Die dafür benötigte elektrische Energie ist im Gesamtstromverbrauch enthalten.

Die Speicherung vom CO₂ erfolgt gemäss den Vorgaben für einen CCS-Betrieb in sieben Tanks für bis zu fünf Tage im flüssigen Zustand (siehe Kapitel 2.4.2). Damit hat die GEVAG ausreichend Flexibilität CCU oder CCS zu betreiben. Das Endprodukt Methanol soll nicht am Standort der GEVAG, sondern in einem 20'000 m³ fassenden Tank der Holcim AG auf der anderen Rheinseite in Untervaz gespeichert werden. Dieser Tank dient aktuell der Bevorratung von Öl, kann aber für Methanol umgewidmet werden. Die erforderlichen Baumassen zur Nutzbarmachung sind im Kapitel 4 Layout detailliert.

Tabelle 6: Speicher in X-Prozesskette

Parameter	Dauer	Einheit	Max. CO ₂	Max. Strom
Pufferspeicher H ₂ vor Methanol	5 h	kg	11'220	4'400
		Nm ³	125'000	48'800
HydrosSpider Container (je 441 kg)	5 h	Anzahl	26	10
Pufferspeicher CO ₂ vor Methanol	5 d	kg	1'959'000	766'000
		Nm ³	991'000	387'500
Flüssigtanks CO ₂ (je 300 m ³)	5 d	Anzahl	7	7
Speicher Methanol bei Holcim	-	m ³	20'000	

3.5 Prozessmodellierung

Die Energie- und Massenbilanzen der Power-to-X Prozesskette werden in einem MS-Excel basierendem Tool gerechnet. Das Tool dient zur Bestimmung und Analyse der Leistungskennzahlen für die beiden Szenarien «Max. Strom» sowie «Max. CO₂». Das Szenario «Max. Strom» ist auf den verfügbaren Strom von GEVAG und REPOWER ausgelegt. Die maximalen Durchschnittswerte übers Jahr sind im Juni mit 55.7 MW zu erwarten. Davon werden 50.1 MW für den Elektrolyseur eingesetzt und die restlichen 5.6 MW werden für die Wasseraufbereitung sowie für die Kompression von CO₂ und H₂ benötigt. Damit können bis zu 6.4 Tonnen CO₂ pro Stunde zu Methanol verarbeitet werden. Im zweiten Szenario, «Max. CO₂», werden total 142.4 MW Strom für die Umwandlung von den 16.3 Tonnen pro Stunde CO₂ zu Methanol. Damit wird der Elektrolyseur auf eine Leistung von 128.1 MW ausgelegt, sodass der Strombedarf in jeder einzelnen Stunde über die Eigenproduktion hinausgeht und Strom aus dem Strommarkt erforderlich ist.

Das Tool ist modular aufgebaut und integriert eine Vielzahl von Daten wie Effizienzen, Strom- und Wärmebedarf, Betriebsmittel sowie das Abwärmepotenzial einzelner Prozessschritte. Das Tool erlaubt die Betriebsbedingungen (Normallast oder Teillast), stündlich anzupassen, sodass unterschiedlich viel Methanol produziert werden kann. Es wird angenommen, dass die Effizienzen im Teillastbetrieb den Effizienzen im Normallastbetrieb entsprechen. Somit wird beispielsweise vernachlässigt, dass unabhängig von der effektiven Produktion, die Temperatur in der Methanolsynthese aufrechterhalten werden muss, damit ein flexibles An- und Abschalten der Anlage möglich ist.

Ein stündliches Stromproduktionsprofil für den Strom der REPOWER wird verwendet, welches von der REPOWER zur Verfügung gestellt wurde. Dies hängt von variablen Faktoren wie zum Beispiel der Wassermenge ab, welche im Laufwasserkraftwerk zur Verfügung steht. Die Stromproduktion der GEVAG wird in Abhängigkeit der geplanten Revisionszeiten der KVA Trimmis berechnet.

Zusätzlich wird der allfällig beschaffte Strom aus dem Strommarkt mitberücksichtigt (relevant im Szenario «Max. CO₂»). Für die Strompreise der REPOWER und vom Strommarkt werden die stündlichen Strompreisvorhersagen benützt, welche von der REPOWER in einem separaten Modell für die Jahre 2030, 2035, 2040 und 2045 berechnet wurden.

Das Tool umfasst finanzielle Aspekte wie Kapital- (CAPEX) und Betriebskosten (OPEX), die auf der Grundlage bestehender Ramboll-Daten und unter Berücksichtigung von Lieferantenangeboten bestimmt werden. Die CO₂-Kosten werden separat gerechnet (siehe Abschnitt 6.2.1) und in Abschnitt 7.2 in die Analyse einbezogen, um ein umfassendes Bild der ökonomischen und ökologischen Auswirkungen zu gewährleisten.

Aus der Prozessmodellierung resultieren die stündlichen Produktionsprofile der beiden Szenarien, wie in Abbildung 3-4 dargestellt. Es wird offensichtlich, dass im Szenario «Max. Strom» sehr viel Teillast gefahren wird, und nur ein paar wenige Stunden genügend Strom für den Vollastbetrieb vorhanden ist (überwiegend im Juni). Von der Jahresstunde ca. 1'700 bis ca. 2'500 wird die CO₂-Abscheideanlage revidiert, sodass kein CO₂ zur Verfügung steht. Somit muss der Strom in diesem Zeitraum verkauft werden und eine PtX Revision könnte zeitgleich stattfinden.

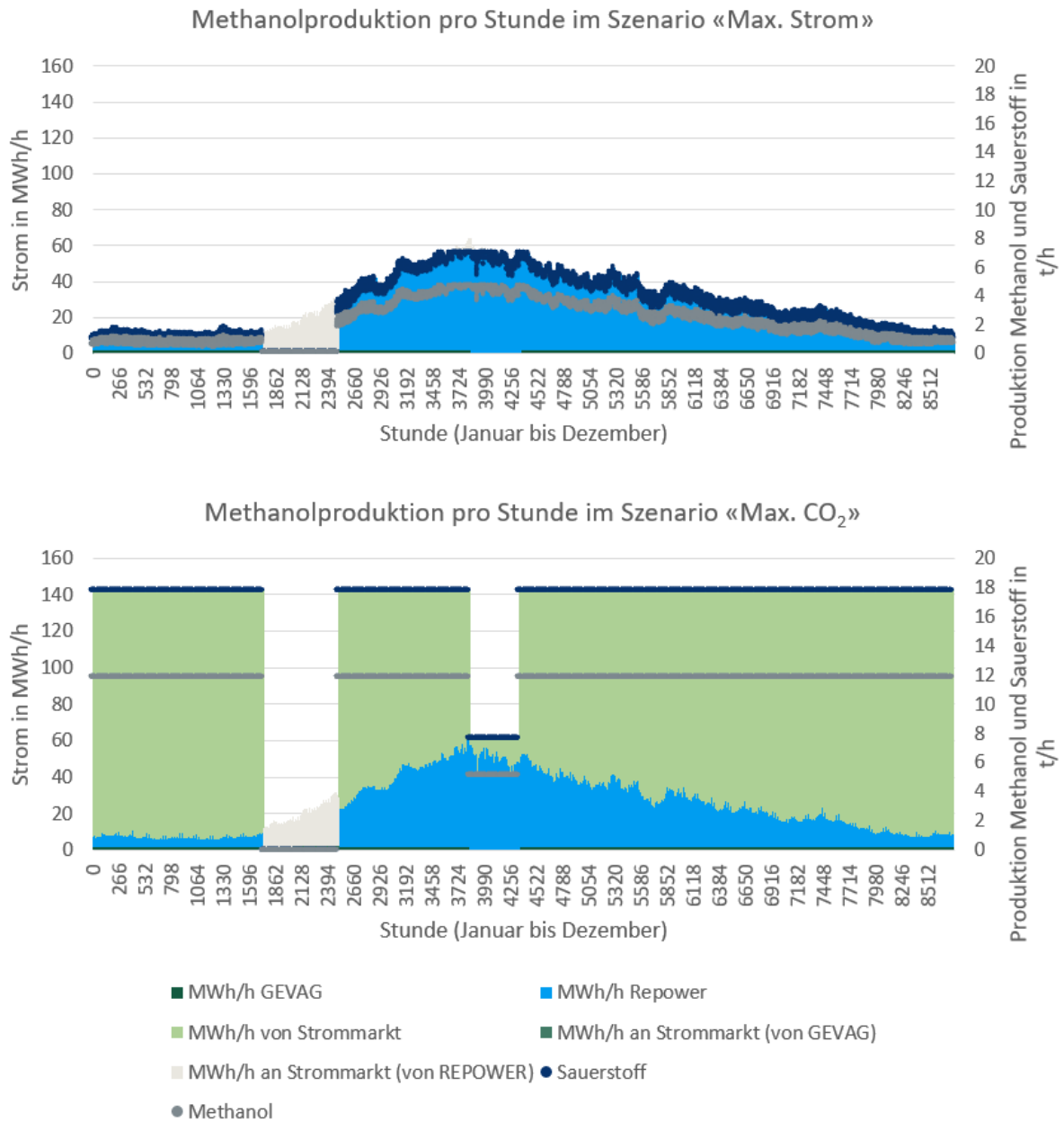


Abbildung 3-4: Stündliche Methanolproduktion im Szenario «Max. Strom».

Im Szenario «Max. CO₂» wird der Grossteil des Stroms vom Strommarkt bezogen, und die Anlage läuft meist auf Volllast, ausser während der Revision der beiden Ofenlinien der KVA. Die Übersicht der Strombezüge ist in Tabelle 7 aufgelistet. Der Hauptunterschied ist im Bezug des Stroms zu finden, sowie in der unterschiedlichen Menge an produziertem Methanol.

Tabelle 7: Zusammenfassung CC und Vergleich der beiden Szenarien PtX mit Energie- und Massenbilanz.

Beschreibung	Einheit	Szenario: «Max. Strom»	Szenario: «Max. CO₂»
Strombedarf CC	GWh/a	24	24
Dampfbedarf CC (inkl. AGK)	GWh/a	172	172
Abwärmepotential CC (inkl. AGK)	GWh/a	250	250
Kohlenstoffdioxid abgeschieden	t/a	130'600	130'600
GEVAG zu PtX	GWh/a	13	13
GEVAG zu Strommarkt	GWh/a	2	2
REPOWER zu PtX	GWh/a	206	207
REPOWER zu Strommarkt	GWh/a	12	11
Strommarkt zu PtX	GWh/a	0	878
Kohlenstoffdioxid zu PtX	t/a	26'100	130'600
Kohlenstoffdioxid zu Endlagerung	t/a	104'500	0
Sauerstoff produziert	t/a	27'400	137'300
Methanol produziert	t/a	18'300	91'700

3.6 Energie- und Massenbilanz

Die Energie- und Massenbilanz basiert auf der Prozessmodellierung und ist in Abbildung 3-5 für das Szenario «Max. Strom» im Volllastbetrieb dargestellt. Dem Elektrolyseur werden 7.9 t/h hochreines Wasser, 1.3 MW Strom für Pumpen und Wasseraufbereitung sowie ca. 51 MW Strom zugeführt, wovon ca. 1 MW aufgrund der Wechselrichtereffizienz verloren geht. Es entstehen 0.9 t/h Wasserstoff und als Nebenprodukt 7 t/h Sauerstoff. Gleichzeitig müssen ca. 14 MW Abwärme < 70 °C abgeführt werden.

Zur Einstellung der erforderlichen Reaktionsparameter werden der Wasserstoff und ein Massenstrom von 6.4 t_{CO2}/h separat verdichtet, wofür rund 3.2 MW Strom erforderlich ist. Dieses Synthesegasgemisch wird anschliessen in der Methanolsynthese zu Rohmethanol umgesetzt. Bei dieser exothermen Reaktion müssen ca. 2 MW Abwärme < 230 °C abgeführt werden. Der zusätzliche Strombedarf für Pumpen und Antriebe ist mit 0.1 MW gering. Für die Aufreinigung des Rohmethanols in der nachfolgenden Destillation sind 7 MW Wärme zu ca. 100 °C erforderlich, wobei 5.3 MW als Abwärme < 70 °C abgeführt werden müssen. Die erzeugten Produkte sind 4.6 t/h Methanol sowie 2.6 t/h Abwasser, welches nach einer Behandlung durch einen Aktivkohlefilter der Kanalisation zugeführt wird.

Insgesamt werden im Volllastbetrieb 55.7 MW Strom benötigt, um 4.6 Tonnen Methanol zu produzieren, welches dann im Lagertank der Holcim AG gespeichert wird.

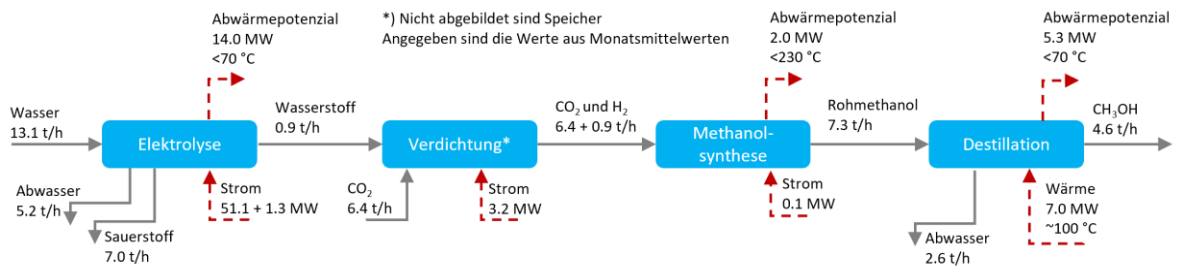


Abbildung 3-5: Vereinfachtes Energie- und Stoffstromdiagramm für das Szenario «Max. Strom» im Volllastbetrieb.

3.7 Verwertung der Nebenprodukte

Bei der Elektrolyse entsteht aus der Aufspaltung des Wassermoleküls 0.5 Mol molekularer Sauerstoff als Nebenprodukt. Häufig wird der Sauerstoff ungenutzt in die Atmosphäre entlassen, da die Reinheit ohne weitere Aufbereitung nicht industriellen Standards entspricht. Eine Möglichkeit zur Verwertung des Sauerstoffs besteht in der Einspeisung in die Verbrennungsluft der KVA-Ofenlinien, z.B. zur Nutzung als Primärluft. Durch die Anreicherung des Sauerstoffgehalts in der Verbrennungsluft können der Ausbrand und das Eluatverhalten der Schlacke verbessert werden. Dieses Verfahren wird z.B. von der MARTIN GmbH in der TBA Arnoldstein (AT) eingesetzt.

Darüber hinaus ermöglicht die erhöhte Sauerstoffkonzentration eine Reduktion des Volumenstroms der zugeführten Verbrennungsluft, während die eingebrachte Sauerstoffmasse konstant bleibt. Dies führt zu einer Entlastung der Rauchgasreinigung, da weniger Rauchgasvolumen behandelt werden muss, was die Effizienz der Gesamtanlage steigert. Zusätzlich wird, wie weiter unten detailliert beschrieben, auch der CC-Prozess bei reduzierter Rauchgasmenge durch den erhöhten CO₂-Gehalt effizienter.

In Tabelle 8 ist das Szenario der Sauerstoffverwertung in der Primärluft der KVA Trimmis für verschiedene Betriebsmodi des Elektrolyseurs, dem zentralen Bestandteil der PtX-Prozesskette, dargestellt. Die Grundannahme basiert auf einem geschätzten Primärluftvolumenstrom von 25'000 Nm³/h pro Ofenlinie bei einem Sauerstoffgehalt von 20.95 Vol.-%. Im minimalen Teillastbetrieb des Elektrolyseurs mit einer Eingangsleistung von 8 MW wird etwa 1 t/h, bzw. 744 m³/h, Sauerstoff produziert, siehe Abbildung 3-4. Wird diese Menge Sauerstoff in die Primärluft eingedüst, reduziert sich der Bedarf an Umgebungsluft auf ca. 21'466 m³/h, wodurch der Sauerstoffgehalt der Primärluft auf 23.6 Vol.-% ansteigt. Im Volllastbetrieb des Elektrolyseurs stehen etwa 7 t/h bzw. 5'208 m³/h Sauerstoff zur Verfügung, was bedeutet, dass nur etwa 266 m³/h Umgebungsluft benötigt wird.

Durch die Zugabe von Sauerstoff wird der CO₂-Gehalt im Abgas vor der CO₂-Abscheideanlage deutlich erhöht. Dies führt zu einer effizienteren Abscheidung, da der Partialdruck im Abgasstrom erhöht wird. Insbesondere im Sommer, wenn der Elektrolyseur im Volllastbetrieb läuft und grosse Mengen Sauerstoff zur Verfügung stehen, wird die CO₂-Abscheidung durch die angereicherte Abgaszusammensetzung deutlich effizienter. Dieses Verfahren bietet somit nicht nur eine sinnvolle Nutzung des Sauerstoffs, sondern trägt auch zur Optimierung der CO₂-Abscheidung bei, indem es den Betrieb der Anlage bei hohen CO₂-Gehalten im Abgas unterstützt und den Gesamtprozess effizienter gestaltet.

Die Analyse zeigt, dass die Anreicherung der Primärluft mit Sauerstoff grundsätzlich möglich ist. Allerdings lässt sich eine vollständige Nutzung des erzeugten Sauerstoffs mit herkömmlicher Technik nicht realisieren, da eine Veränderung der Strömungsverhältnisse in der Feuerung und im Kessel die effiziente Wärmeübertragung beeinträchtigt. Zudem würde der Einsatz von nahezu reinem Sauerstoff zu einer erheblichen Erhöhung der Temperaturen führen, was eine Überlastung

des Rostsystems zur Folge hätte. Eine moderate Anreicherung der Primärluft, beispielsweise im Teillastbetrieb, erscheint jedoch umsetzbar und technisch sinnvoll.

Tabelle 8: Resultierender Sauerstoff auf dem Rost.

Betriebsfall	Luft mit 20.95 Vol.-% O ₂	O ₂ aus Elektrolyse mit 99.5 Vol.-% O ₂	Totaler Volumenstrom	Resultierende Vol.-% O ₂
PtX in Revision	25'000 Nm ³ /h	0 Nm ³ /h	25'000 Nm ³ /h	20.95
Teillast PtX (14%)	21'466 Nm ³ /h	744 Nm ³ /h	22'210 Nm ³ /h	23.58
Volllast PtX	266 Nm ³ /h	5'208 Nm ³ /h	5'474 Nm ³ /h	95.68

Eine weitere Alternative zur Verwertung des bei der Wasserelektrolyse anfallenden Sauerstoffs ist die Nutzung in Kombination mit einem Teilstrom des Abgases der KVA. Bei dieser Variante wird ein Teilstrom des Abgases nach der vorgesehenen Abgaskondensation abgezweigt. Anschliessend wird dem abgezweigten Abgasstrom Sauerstoff aus der Elektrolyse zugeführt (siehe Abbildung 3-6). Das resultierende Gasmisch, das einen hohen Anteil an CO₂ und O₂ aufweist, wird als Primärluft für die Verbrennungsanlage zurückgeführt. Dieses Verfahren ähnelt dem Oxyfuel-Prozess.

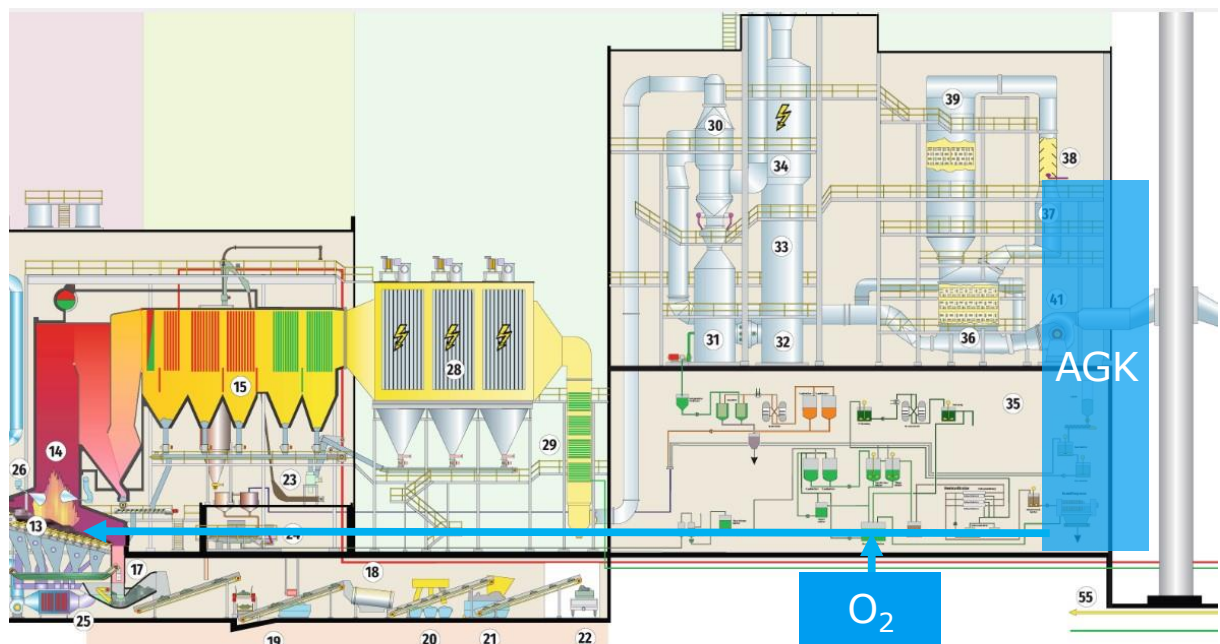


Abbildung 3-6: Alternative Sauerstoffverwertung mit Abgasrezirkulation.

Eine gezielte Massnahme besteht darin, die Primärluft, die der KVA zur Verbrennung zugeführt wird, mithilfe der Abwärme dieser Prozesse vorzuheizen. Konkret kann die Primärluft nach Vorwärmung durch den Rostkühler, wo sie bereits auf 35°C erwärmt wird, durch die Abwärme aus dem Elektrolyseur und dem Methanolreaktor auf 70°C weiter erhitzt werden.

Durch diese Massnahme wird eine Leistung von etwa 293 kW Abwärme aus dem PtX zur Vorwärmung der Primärluft genutzt, wobei die Menge der Primärluft den begrenzenden Faktor darstellt. Ohne diese Abwärmenutzung beträgt der Dampfbedarf für die Vorwärmung der

Verbrennungsluft auf die Zieltemperatur von 220°C ca. 1.5 MW, welcher durch die Bereitstellung von Mitteldruck-Dampf (MD-Dampf) gedeckt wird. Die Integration der Abwärme aus den PtX-Prozessen führt somit dazu, dass rund 20 % dieses MD-Dampfbedarfs substituiert werden können, wodurch der gesamte Energieverbrauch der KVA optimiert wird. Die Integration der Abwärme aus Power-to-X-Prozessen stellt somit eine effiziente Nutzung dieser Energie dar und trägt massgeblich zur Verbesserung der Gesamtbilanz und der Ressourceneffizienz der Anlage bei.

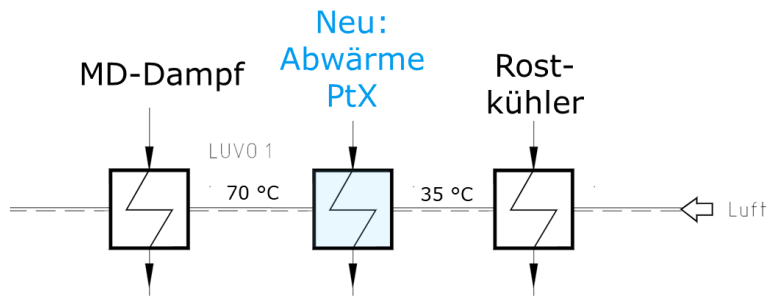


Abbildung 3-7: Prinzipskizze Luftvorwärmung mit Abwärme aus PtX.

4. Layout

Die Abschätzung des Flächenbedarfs für CC- und PtX-Anlagen basiert auf Erfahrungen aus bestehenden Projekten von Ramboll. Spezifische Daten und Kennzahlen von Lieferanten und Anlagenbauern dienen als Grundlage. Um möglichst viel Fläche für das Power-to-X Projekt zu erhalten, wurde der Flächenbedarf der Prozesskette zur CO₂-Abscheidung so weit wie möglich durch Geschossbauweise optimiert. Die vertikale, mehrgeschossige Bauweise ist möglich, aber in der Praxis noch nicht weit verbreitet. Beim Bau einer solchen Anlage ist die Platzierung und Integration der begleitenden Infrastruktur wie Rohrleitungen, Pumpen und Elektroverteiler eine komplexe Aufgabe, die eine umfassende Planung erfordert. Je komplexer das Layout, desto höher sind die Kosten. Die Wartungsfreundlichkeit ist in allen Gebäuden durch einen Deckenkran sichergestellt.

Der Entwurf eines technisch optimierten Layouts hängt von den Spezifikationen und Produkten der einzelnen Lieferanten ab und kann daher deutlich variieren. Es ist zu beachten, dass die Abschätzungen des Flächenbedarfs nur unter überschlägiger Berücksichtigung von Brandschutzabständen, Verkehrsflächen und sonstigen sicherheitstechnischen oder infrastrukturellen Anforderungen durchgeführt wurden. In Abbildung 4-1 ist der Anordnungsplan für die gesamte CC und PtX-Prozesskette für das Szenario «Max. Strom» auf dem Calanda-Areal inklusive einer Betriebsstrasse zur Zugänglichkeit dargestellt. Eine höher aufgelöste Version ist als Anlage beigelegt.

4.1 CO₂-Abscheidung

Die CO₂-Abscheideanlage ist gegenüber dem KVA-Kamin entlang der bestehenden Strasse mit den Hauptkomponenten Abgaskondensation, Absorptions- und Desorptionskolonnen im Freien angeordnet. Der für die Abgasbehandlung erforderliche Druckaufbau erfolgt über einen Abgas Booster-Fan, der das Abgas in die Absorptionskolonne fördert. Unmittelbar nördlich der Kolonnen befindet sich das Infrastrukturgebäude, in dem die zentralen Einrichtungen für den Abscheideprozess untergebracht sind. Dazu gehören der Reboiler, der Reclaimer, der LVC-Kompressor, verschiedene Wärmetauscher, der Amintank sowie Pumpen.

Im nördlich angrenzenden Gebäude ist aus Lärmschutzgründen der CO₂-Verdichter untergebracht, der das CO₂ auf einen Druck von ca. 20 bar komprimiert. Zusätzlich befindet sich dort die CO₂-Trocknungsanlage. Weiter nördlich im Aussenbereich befinden sich die Kältemaschinen zur CO₂-Verflüssigung, der Stripper und Kondensator zur CO₂-Reinigung sowie die Krypumpen zur Befüllung der Lagertanks mit dem flüssigen CO₂.

Bei der Entscheidung über die Bauweise der CO₂-Lagertanks wurden sowohl stehende als auch liegende Tanks in Betracht gezogen. Stehende Tanks haben den Vorteil eines geringeren Platzbedarfs, erfordern aber aufgrund von Windlasten und statischen Anforderungen ein stabileres Fundament. Liegende Tanks hingegen benötigen mehr Fläche, sind aber günstiger in der Anschaffung und bieten einfachere Wartungsmöglichkeiten. Da neben der CO₂-Abscheidung auch die Power-to-X-Anlage am selben Standort untergebracht werden soll, war die platzsparende Bauweise ein entscheidendes Kriterium für die Wahl von stehenden Tanks.

Westlich der Verflüssigungsanlage befindet sich das Gebäude für die Energieintegration. Hier sind zwei Absorptionswärmepumpen untergebracht: eine für die Wärmerückgewinnung aus der Abgaskondensation und eine für die Abwärme aus der CO₂-Abscheidung. Das Gebäude enthält auch die gesamte Infrastruktur für die Wärmerückgewinnung sowie die elektrischen Versorgungsräume und Transformatoren. Auf dem Dach des Gebäudes ist eine Fläche für Rückkühler vorgesehen, über die die nicht nutzbare Wärme an die Umgebung abgeführt wird.

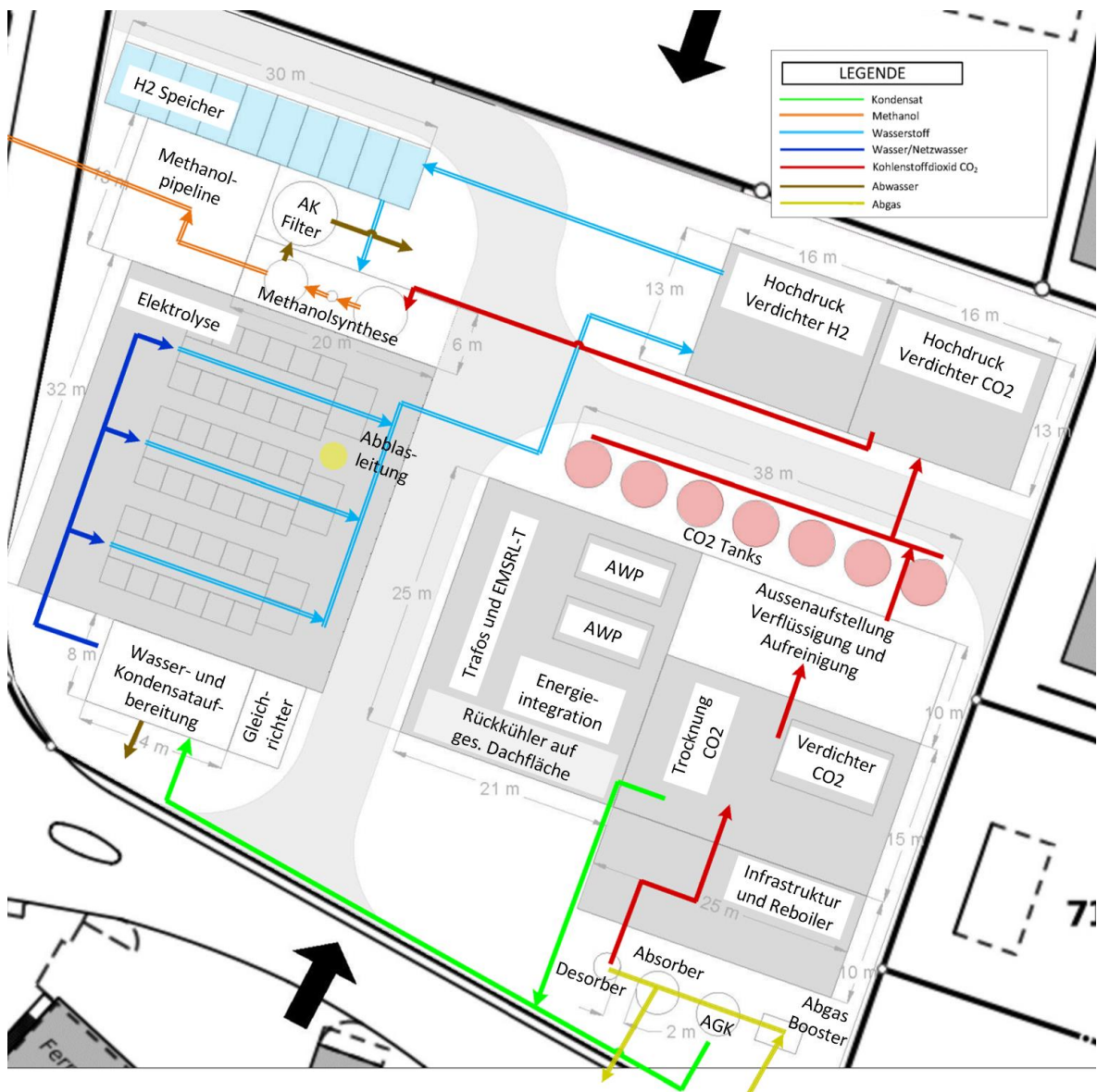


Abbildung 4-1: Anordnungsplan für CO₂ Abscheidungsanlage und Power-to-X Anlage mit 50.1 MW Elektrolyseleistung (gemäss Szenario «Max. Strom»). Der Kamin der KVA befindet sich im Süden.

4.2 Power to X

Im Südwesten des Geländes befindet sich die Wasseraufbereitungsanlage mit den Gleichrichtern, die in platzsparender Containerbauweise gestapelt sind. Im Norden schliesst sich das Elektrolysegebäude mit drei parallel angeordneten Elektrolyseeinheiten an. Jede dieser Einheiten speist Wasserstoff in eine gemeinsame H₂-Sammelleitung ein, in der die erzeugten Gasmengen zusammengeführt werden. Auf dem Dach des Elektrolysegebäudes befindet sich eine Abblaseleitung, die sicherstellt, dass überschüssiger Wasserstoff kontrolliert abgelassen werden kann. Um dies Abblaseleitung herum ist eine explosionsgeschützte Zone (EX-Zone) mit einem Radius von 5 Metern definiert, d.h. in diesem Bereich dürfen keine weiteren Anlagenteile installiert werden. Damit wird sichergestellt, dass Gefahren durch Zündquellen auf dem Dach minimiert werden.

Die H₂-Sammelleitung führt weiter zum Gebäude mit dem Hochdruckverdichter (HD-Verdichter) im Nordosten des Geländes, wo der Wasserstoff auf einen Druck von bis zu 440 bar verdichtet wird.

Der komprimierte Wasserstoff wird dann an das Wasserstoffspeichersystem «Hydros spider» übergeben, das ebenfalls in Containerbauweise ausgeführt ist und die Lagerung und Weiterverwendung des Wasserstoffs ermöglicht. Direkt neben dem H₂-Verdichtergebäude befindet sich das CO₂-Verdichtergebäude. Hier wird das CO₂ aus der CO₂-Abscheideanlage auf ca. 80 bar verdichtet. Neben der CO₂-Verdichtung ist auch ein CO₂-Verdampfer installiert, der zunächst unter Nutzung der Umgebungswärme das flüssige CO₂ in den gasförmigen Zustand überführt.

Beide Gase werden über jeweils eine Gasleitung zur Methanolsynthese nördlich des Elektrolysegebäudes geleitet. Der Methanolreaktor und die zugehörige Hochdruck- und Niederdruckkolonnen sind im Freien aufgestellt, um eine ausreichende Belüftung und Sicherheitsabstände zu gewährleisten. Als Sicherheitseinrichtung bei Störungen oder gefährlichen Druckspitzen im Reaktor ist auf dem Kolonnendach eine Notfackel installiert, um die ein Bereich von 5 m analog zur Ablaseleitung als EX-Zone definiert ist. Unmittelbar westlich der Methanolanlage befindet sich ein Tiefbauwerk, das als Übergabestelle für das produzierte Methanol dient. Von hier aus wird das Methanol in eine Pipeline eingespeist, die es zur weiteren Lagerung bei der Holcim AG fördert.

In Abbildung 4-2 zeigt die Seitenansicht von Süden über die gesamte Breite der Anlage. Eine höher aufgelöste Version ist als Anlage beigelegt. Das höchste Bauwerk ist die Absorptionskolonne mit 43 m Höhe, gefolgt von der Niederdruckdestillationskolonne der Methanolsynthese mit 40 m Höhe. Die Gebäude der CO₂-Abscheidung sind zweigeschossig ausgeführt, so dass eine ausreichende Raumhöhe für Doppelböden für die Elektroverteilung sowie Deckenkräne für die Wartung und den Austausch von Anlagenteilen vorhanden ist.

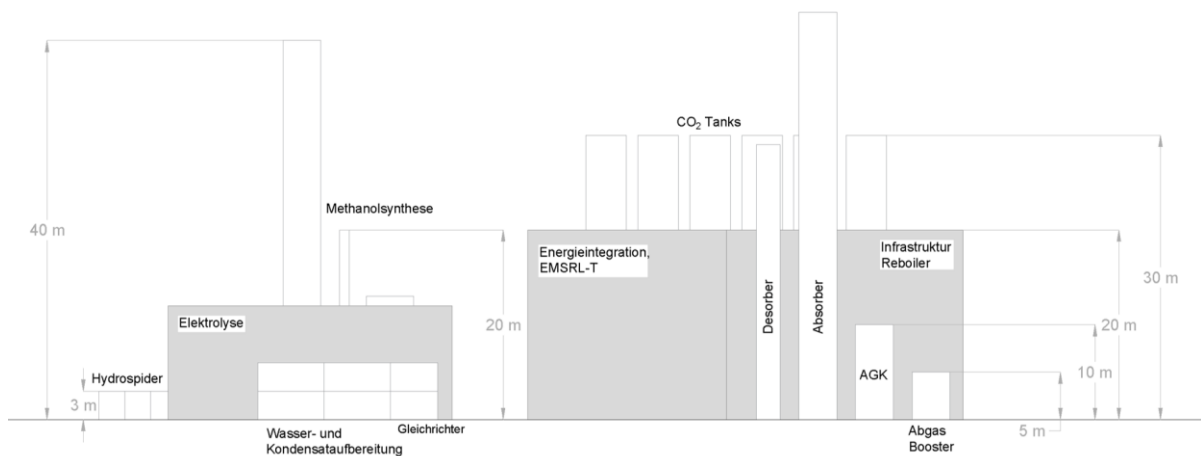


Abbildung 4-2: Seitenansicht von Süden (Schnitt AA) auf PtX- und CC-Anlage.

4.3 Schlussfolgerungen

Die Anordnung der CO₂-Abscheidung und der Power-to-X-Anlage basiert auf der maximal zur Verfügung stehenden Fläche seitens der GEVAG, die im Szenario «Max. Strom» vollständig von der CO₂-Abscheidung und der Methanolsynthese eingenommen wird. Zusätzliche Flächen für Methanoltanks werden nicht berücksichtigt und sind zur Holcim AG ausgelagert. Ein wesentlicher flächenintensiver Anlagenteil sind die Elektrolyseure, die kein Potenzial für flächensparende Synergieeffekte bieten. Zukünftig könnte die Containerbauweise eine vielversprechende Option zur flächensparenden Umsetzung räumlich zusammenhängender Komponenten darstellen. Derzeit ist diese Lösung jedoch nicht absehbar, da die Investitionskosten (CAPEX) für die Verfahrenstechnik höher ausfallen würden, auch wenn die Gebäude-Baukosten geringer sein könnten.

Die Methanolsynthese wird entsprechend dem Industriestandard als Aussenanlagen in Stahl(-beton)-Bauweise ausgeführt, was für den Chemieanlagenbau typisch ist und eine gut

umsetzbare Option darstellt. Das Szenario «Max. CO₂» kann aufgrund des erhöhten Flächenbedarfs am bestehenden Standort nicht umgesetzt werden, da keine ausreichenden Flächen zur Verfügung stehen.

5. Zusammenfassung Technik

Die technische Machbarkeit der Carbon Capture und Power-to-X-Prozesskette im Zusammenhang mit der Abgasbehandlung und CO₂-Nutzung wurde in mehreren wichtigen Punkten festgestellt:

Erstens wurde nachgewiesen, dass die Abgaskondensation, die CO₂-Abscheidung und die anschliessende Speicherung des abgeschiedenen CO₂ aus dem Abgas der KVA technisch umsetzbar sind. Diese Prozesse können auf dem nördlich des Kamins gelegenen Gelände realisiert werden, was der Anordnungsplan der benötigten Anlagen und Infrastruktur bestätigt.

Zweitens ist die Produktion von Wasserstoff und die anschliessende Synthese von Methanol aus dem CO₂ der KVA im Szenario «Max. Strom» ebenfalls technisch möglich. Dies gilt sowohl hinsichtlich der notwendigen Technologien als auch der verfügbaren Fläche, sofern die Speicherung des Methanols über eine neu zu errichtende Pipeline im Tank der Holcim AG erfolgt. Damit wird eine praktikable Lösung zur Integration dieser Prozessschritte in die bestehende Infrastruktur aufgezeigt.

Drittens zeigt sich, dass das Szenario «Max. CO₂», bei dem zusätzlicher Strom vom Markt zugekauft wird, technisch durchführbar ist. Aufgrund des höheren Flächenbedarfs für die Anlagen kann dieses Szenario jedoch nicht auf dem aktuell verfügbaren Gelände umgesetzt werden. Dies stellt eine signifikante Einschränkung dar, die alternative Standortplanungen erforderlich macht.

Schliesslich bietet die Rückgewinnung von Abwärme ein hohes Potenzial zur Steigerung der Energieeffizienz der gesamten Anlage. Aufgrund der hohen Rücklauftemperatur des Fernwärmesystems kann dieses Potenzial jedoch nicht vollständig ausgeschöpft werden. Dies erfordert eine zusätzliche Kühlleistung, oder eine Weiterentwicklung des FW-Systems zu tieferen Rücklauf-Temperaturen, um überschüssige Wärme effizient abzuleiten und die energetische Gesamtbilanz zu optimieren.

6. Berechnung der Wirtschaftlichkeit

6.1 Investitionskosten CAPEX und Betriebskosten OPEX



Die Investitionskosten bzw. CAPEX in Mio. CHF umfassen den Landerwerb des Calanda-Areals, die Bauleistungen, alle Anlagenkomponenten, die Installation der Anlagenteile, die Planung und Sonstiges. Die Anlagekomponenten bei der CO₂ Abscheidung sind inklusive Abgaskondensation, CO₂-Abscheidungsprozess, Kompression, Verflüssigung, CO₂-Speichertanks und Wärmepumpen berücksichtigt. Die vollständige Integration in den WDK sowie das Fernwärmesystem erfordert eine gesonderte Betrachtung und wird zusätzliche Investitionskosten erfordern. Beim Power-to-X Projekt bilden die Elektrolyse und die Methanolsynthese die Hauptbestandteile der Anlagenkomponenten.

Der aus den Investitionskosten abgeleitete Kapitaldienst in Mio. CHF/a wird zu 3 % verzinst und ist mit einer Abschreibungsdauer von 20 Jahren angesetzt. Die Annahmen der Wirtschaftlichkeitsrechnung wurden mit GEVAG und REPOWER abgestimmt und sind in Tabelle 9 zusammengefasst.

Die Betriebskosten OPEX in Mio. CHF/a beinhalten alle Aufwendungen für Betriebsmittel, Instandhaltung und Personalkosten. Aufgrund des grossen Einflusses auf die Betriebskosten ist der Strompreis zur besseren Sichtbar- und Vergleichbarkeit separat dargestellt. Die Strompreise sind von der GEVAG und der REPOWER vorgegeben worden. Der Strom der GEVAG wird für 60 CHF/MWh im Sommer (April bis Oktober) und 95 CHF/MWh im Winter (November bis März) bezogen. Der CO₂ Abscheidungsprozess ist mit 100 % Strom der GEVAG betrieben. Der übrigbleibende Strom der GEVAG wird für das Power-to-X Projekt eingesetzt. Die Strompreise der REPOWER sind vom Modell der REPOWER für die Jahre 2030, 2035, 2040 und 2045 gegeben. Der zusätzliche Strom für das Szenario «Max. CO₂» wird vom Strommarkt bezogen und mit dem gleichen stündlichen Preis wie jener der REPOWER angesetzt. Erlöse aus der Abgabe von Wärme und/oder Sauerstoff sind in der Betrachtung der Wirtschaftlichkeit nicht inkludiert.

Tabelle 9: Zusammenfassung Annahmen für die Berechnung der Wirtschaftlichkeit.

Parameter	CO ₂ -Abscheidung	Power-to-X «Max. Strom»	Power-to-X «Max. CO ₂ »
Dampf für Reboiler	20 CHF/MWh	Nicht vorhanden	Nicht vorhanden
Dampfbedarf	0.76 MWh/tCO ₂	Nicht vorhanden	Nicht vorhanden
Strombedarf	0.185 MWh/tCO ₂	Variabel 0-237 CHF/MWh	Variabel 0-237 CHF/MWh
Stromkosten	74.6 CHF/MWh (GEVAG-Preis)	Variabel von REPOWER und GEVAG	Variabel von REPOWER, GEVAG und Strommarkt
Wechselkurs	0.97 EUR/CHF	0.97 EUR/CHF	0.97 EUR/CHF
Kosten Landerwerb Calanda Areal	300 CHF/m ²	300 CHF/m ²	300 CHF/m ²
Flächenbedarf	2'500 m ²	3'500 m ²	7'000 m ²
Personalkosten	4.0 * 120'000 CHF/a	4.7 * 120'000 CHF/a	11.8 * 120'000 CHF/a
Instandhaltungskosten	3 % von CAPEX	3 % von CAPEX	3 % von CAPEX

6.2 Gestehungskosten und Sensitivitätsanalyse

Die Kosten für die CO₂ Abscheidung sowie für das Power-to-X Projekt wurden separat betrachtet, um grösstmögliche Transparenz zu gewährleisten. Folglich ist bei den errechneten Methanol-Gestehungskosten von frei zur Verfügung stehendem CO₂ ausgegangen. Um die totalen Gestehungskosten inklusive CO₂ Abscheidung zu berechnen, müssen pro Tonne Methanol die Kosten von 1.37 Tonnen CO₂ addiert werden, was in Abschnitt 7.2 zusammengefasst wird.

6.2.1 Gestehungskosten CO₂-Abscheidung

Die Kosten für die CO₂-Abscheidung sind in Tabelle 10 dargestellt. Dabei teilen sich die Gestehungskosten in 56 CHF/t_{CO2} Kapitaldienst (37 %), 81 CHF/t_{CO2} OPEX (54 %) und 14 CHF/t_{CO2} Stromkosten (9 %) auf, sodass 150 CHF/t_{CO2} resultieren.

Tabelle 10: Zusammenfassung CO₂ Gestehungskosten

	Einheit	Wert
CAPEX	CHF	108'400'000
Kapitaldienst	CHF/a	7'300'000
OPEX (ohne Strom)	CHF/a	10'500'000
Von OPEX anteilig CESAR-1	CHF/a	3'300'000
Stromkosten	CHF/a	1'800'000
CO ₂ abgeschieden	t _{CO2} /a	130'400
Gestehungskosten (ohne Erlöse, bspw. FW)	CHF/t_{CO2}	150

Die Sensitivität der Gestehungskosten des CO₂-Abscheideprozesses ist in Abbildung 6-1 bezüglich CAPEX und OPEX dargestellt. Bei je 25 % tieferen OPEX sowie CAPEX Kosten resultieren 116 CHF/t_{CO2}. Das obere Limit (25 % höhere OPEX und CAPEX Kosten) resultieren in 185 CHF/t_{CO2}.

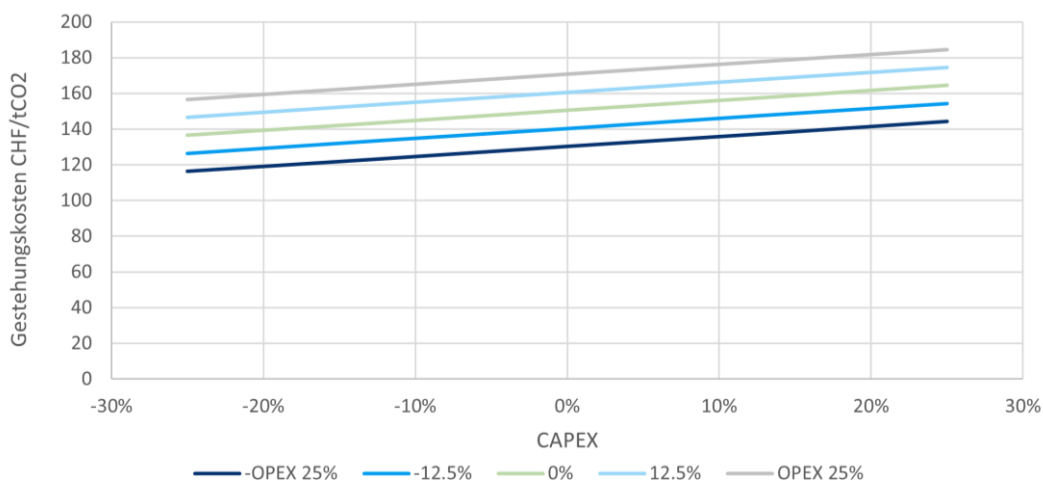


Abbildung 6-1: Sensitivität der Gestehungskosten des CO₂-Abscheideprozesses

6.2.2 Gestehungskosten Power-to-X

In Tabelle 11 sind die Gestehungskosten der Methanolproduktion aufgelistet. Dabei sind die Stromkosten mit 61 % beim Szenario «Max. Strom», resp. 77 % beim Szenario «Max. CO₂», die wichtigsten Kostentreiber der Gestehungskosten. Der Kapitaldienst fällt dabei beim kleineren

Szenario mehr ins Gewicht, da mehr auf Teillastbetrieb gefahren wird, sodass weniger Methanol produziert wird pro installierte Produktionskapazität.

Tabelle 11: Gestehungskosten Methanolproduktion, ohne CO₂ Kosten.

	Einheit	Szenario «Max. Strom»	Szenario «Max. CO ₂ »
CAPEX	Mio. CHF	105.2	213.1
Kapitaldienst	Mio. CHF/a	7.1	14.3
OPEX (ohne Strom)	Mio. CHF/a	4.5	14.2
Stromkosten	Mio. CHF/a	17.8	94.6
Methanol produziert	t _{MeOH} /a	18'300	91'700
Gestehungskosten (ohne Erlöse, bspw. FW, O₂)	CHF/t_{MeOH}	1'600	1'350

Abbildung 6-2 zeigt die Sensitivität der Methanol-Gestehungskosten im Szenario «Max. Strom». Auffällig ist, dass die Sensitivität sowohl in Bezug auf CAPEX als auch OPEX (ohne Strom) in diesem Szenario deutlich höher ausfällt als im Vergleich zum Szenario «Max. CO₂» (siehe Abbildung 9-1 im Anhang). Die erhöhte CAPEX-Sensitivität ist auf den relativ geringeren Volllast-Betrieb und die damit verbundene geringere Produktionsmenge von Methanol zurückzuführen, wie in Tabelle 11 ersichtlich ist. Hier stehen 18'300 Tonnen im Szenario «Max. Strom» 91'700 Tonnen im Szenario «Max. CO₂» gegenüber, was einem Faktor von 5 entspricht. Die Elektrolysekapazität hingegen beträgt im ersten Szenario 50 MW und im zweiten 128 MW, was einem Faktor von 2.5 entspricht. Diese Diskrepanz führt zu einer höheren Sensitivität der Investitionskosten. Ein ähnlicher Effekt zeigt sich bei den OPEX, wobei hier insbesondere die Personalkosten und der Aufwand für Instandhaltung eine grössere Rolle spielen.

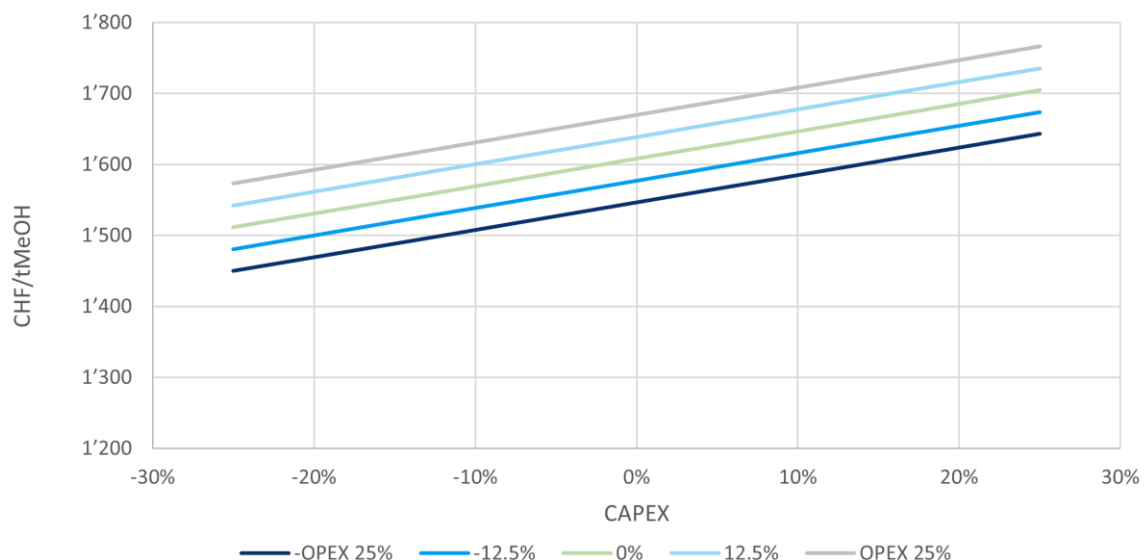


Abbildung 6-2: Sensitivität der Gestehungskosten im Szenario "Max. Strom".

Die Strompreisabhängigkeit ist in Abbildung 6-3 ersichtlich. Dabei fällt auf, dass sich die Durchschnittsstrompreise bei den beiden Szenarien unterscheiden. Dies liegt an der unterschiedlichen Stromnachfrage des Power-to-Methanol Projekts über das Jahr. Somit haben im Szenario «Max. CO₂» (mit fast konstanter Nachfrage über das ganze Jahr) die höheren Stromkosten

im Winter einen grösseren Einfluss auf den Durchschnittspreis. Aufgrund des grossen Einflusses der Strompreise ist ein ähnlicher Verlauf bei den Gestehungskosten ersichtlich. In beiden Szenarien kann jedoch von etwa 6 bis 7 % Reduktion der Gestehungskosten von 2030 auf 2045 ausgegangen werden.

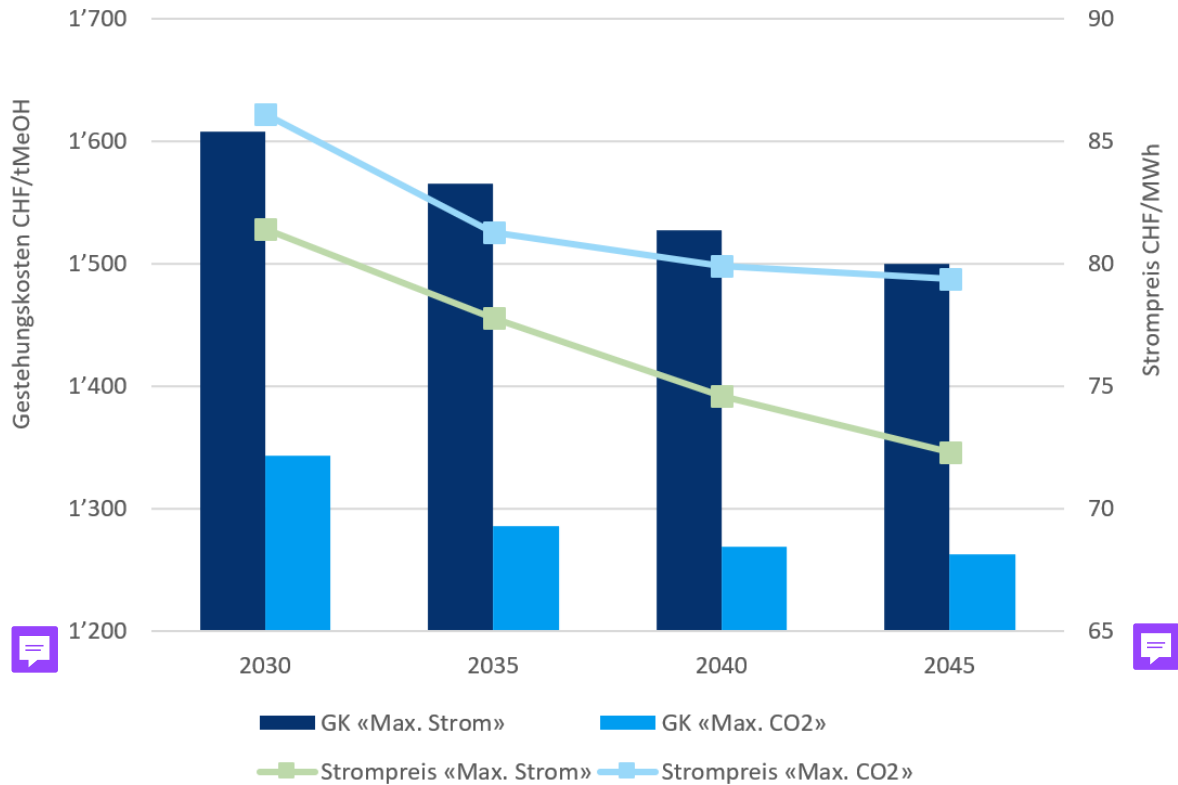


Abbildung 6-3: Abhängigkeit der Methanol-Gestehungskosten und des Strompreises von 2030 bis 2045.

6.2.3 Optimierung der Gestehungskosten von Methanol mittels Grenzkostenbetrachtung

Für die Betrachtung der Grenzkosten wird das Szenario «Max. Strom» leicht modifiziert. Die Grösse der Anlage bleibt bestehen, der Stromaustausch mit dem Strommarkt wird jedoch erlaubt. Somit kann der produzierte Strom (von REPOWER und GEVAG) verkauft sowie zusätzlich Strom hinzugekauft werden. Entschieden wird mittels einer Preisgrenze. Wenn der Strompreis einer spezifischen Stunde über diesem Grenzwert liegt, wird die Power-to-X Anlage ausser Betrieb genommen und der produzierte Strom wird im Strommarkt verkauft. Ist dagegen der stündliche Strompreis unter dem Grenzwert wird die Power-to-X Anlage auf Volllast betrieben, sodass der fehlende Strom vom Strommarkt eingekauft wird. Somit wird in einer bestimmten Stunde entweder Volllast gefahren oder die Anlage in Heissreserve genommen (siehe Abbildung 3-2). Vernachlässigt wird der Energiebedarf für die Aufrechterhaltung der Wärme in den Kolonnen der Methanolsynthese sowie für den Standby-Betrieb der übrigen Anlagenkomponenten, sofern die Kapazität der Pufferspeicher überschritten wird (Vergleich 3.3).

Basierend auf diesem Setup werden die minimalen Gestehungskosten gesucht, welche mit verändern der Strompreisgrenze erreicht werden können. Diese Modifizierung ist auf das Szenario «Max. Strom» limitiert, da im anderen Szenario bereits Volllast gefahren wird. Die resultierende Betrachtung ist in Abbildung 6-4 dargestellt, wobei die Strompreise auf dem Jahr 2030 basieren.

Bei einem tiefen Grenzwert, folglich mit tiefen Stromkosten, werden nur wenige Stunden für die Methanolproduktion berücksichtigt. Die Investitionskosten werden bei der Berechnung der

Gestehungskosten somit auf weniger Tonnen produziertes Methanol verteilt. Die tiefsten Gestehungskosten, also das Optimum des Grenzwertes der Strompreise (hier 113 CHF/MWh), ist bei fast durchgehender Methanolproduktion zu finden (36'500 von maximal möglichen 37'200 Tonnen Methanol, gegenüber 18'300 im Max-Strom Szenario). Diese Produktion entspricht einem Strombedarf von 437 GWh, wovon 203 GWh von der REPOWER (Produktion REPOWER total: 218 GWh) und 13 GWh von der GEVAG kommen, sodass nur knapp 50 % aus der Eigenproduktion (REPOWER und GEVAG) stammen.

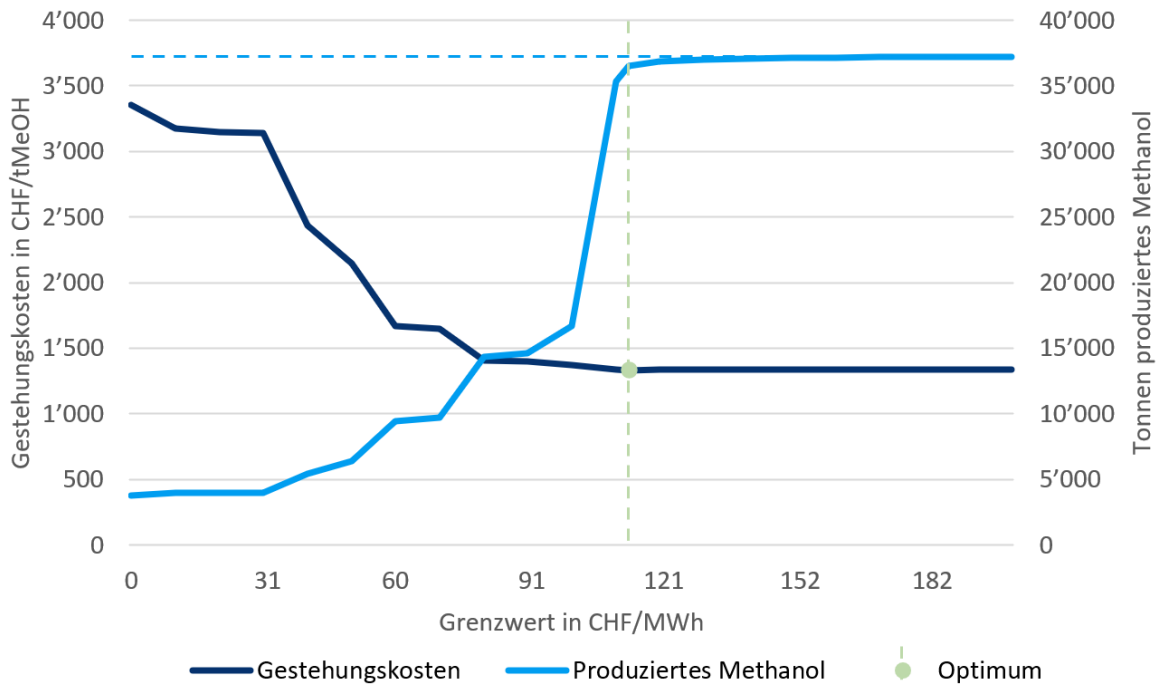


Abbildung 6-4: Grenzkostenbetrachtung basierend auf den Gestehungskosten sowie produziertes Methanol für die Strompreise im Jahr 2030.

Mit dieser optimierten Fahrweise kann der Gestehungspreis des Methanols von rund 1'600 CHF/t_{MeOH} im Szenario «Max. Strom», um 17 % auf rund 1'350 CHF/t_{MeOH} reduziert werden. Bei gleichem Investment wird fast doppelt so viel Methanol produziert.

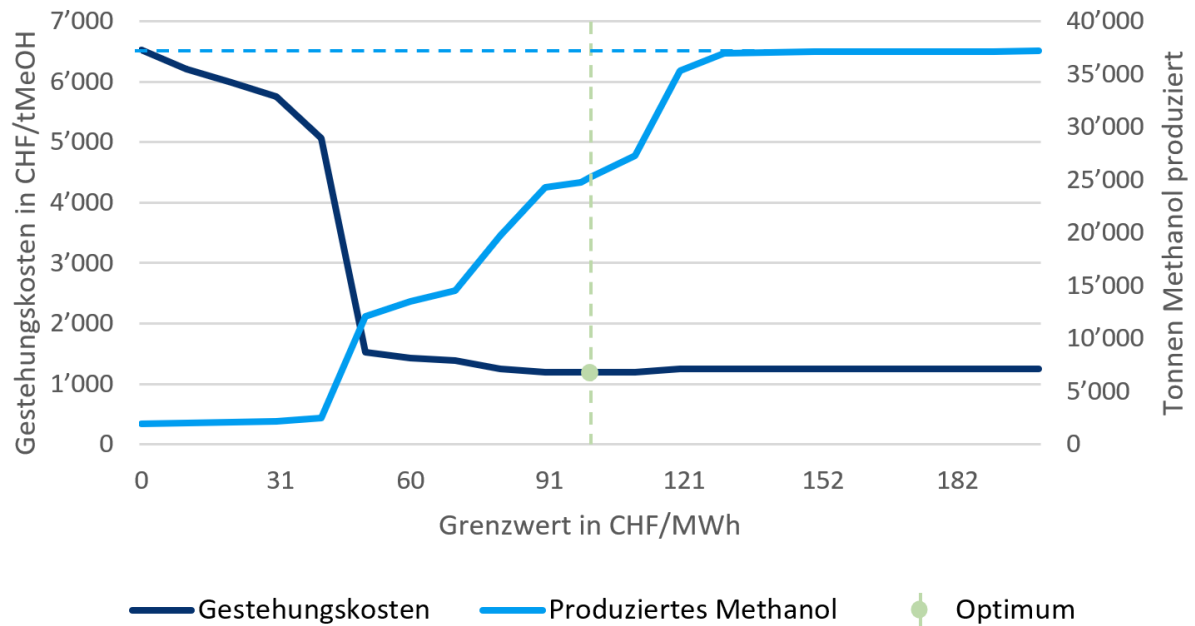


Abbildung 6-5: Grenzkostenbetrachtung basierend auf den Gestehungskosten sowie produziertes Methanol für die Strompreise im Jahr 2045.

Abbildung 6-5 zeigt die Grenzkostenbetrachtung für die prognostizierten Strompreise von 2045. Die tiefsten Gestehungskosten werden bei einem tieferen Grenzwert der Strompreise, bei 98 CHF/MWh, und bei einer tieferen Methanolproduktion (24'700 von maximal möglichen 37'200 Tonnen Methanol) erreicht. Somit sinkt der Strombedarf, welcher mit 153 GWh von der REPOWER, 13 GWh von der GEVAG, sowie 130 GWh vom Strommarkt gedeckt wird. Dies ergibt einen Anteil des Eigenstroms von 56 %. Die Gestehungskosten können mit dem zusätzlichen Stromeinkauf bei Stunden mit tiefem Strompreis somit von rund 1'500 CHF/t_{MeOH} um 20 % auf rund 1'200 CHF/t_{MeOH} reduziert werden.

Auffällig dabei ist, dass 2030 die Produktion im Vergleich zum Szenario «Max. Strom» mit 100 % Eigenstrom fast verdoppelt wird. Hingegen wird im Jahr 2045 nur leicht mehr produziert als im Normalszenario, sodass die Reduktion der Gestehungskosten hauptsächlich aufgrund der tieferen Strompreise resultiert.

Für eine abschliessende Beurteilung der Grenzkosten müsste ein weiteres Szenario aufgegleist werden, welches über diese Studie hinausgeht. Dieses Szenario könnte auf einer variierender Strompreisgrenze basierend entscheiden, ob es in der jeweiligen Stunde mehr Sinn macht den Strom zu verkaufen oder ins Power-to-X Projekt einfließen zu lassen. Dies würde ein realistisches Szenario für den effektiven Betrieb einer Power-to-X Anlage repräsentieren.

7. Bewertung der Varianten

7.1 Technische Bewertung

Technisch gesehen sind beide Szenarien «Max. CO₂» und «Max. Strom» machbar.

Aus Sicht der Flächenverfügbarkeit ist es möglich die CO₂-Abscheideanlage inklusive der Power-to-X Anlage im Szenario «Max. Strom» auf das verfügbare Calanda Areal zu bauen. Dies erfordert für die Anlagen zur CO₂-Abscheidung sowie Power-to-X eine optimierte Bauweise. Zusätzlich müsste das Ersatzteillager der GEVAG, welches aktuell auf diesem Areal steht und davon 600 m² beansprucht, auf einen neuen Standort umgesiedelt werden.

Es ist hingegen flächenmässig nicht möglich das Szenario «Max. CO₂» umzusetzen, es sei denn, man könnte in unmittelbarer Nähe weitere 3'500 m² Bauland erwerben.

7.2 Wirtschaftliche Bewertung



Wirtschaftlich gesehen sind die Gestehungskosten von Methanol (in beiden Szenarien) teurer als der Verkaufspreis von Diesel. Aufgrund der die Umsetzung vom Szenario «Max. CO₂» limitierten Flächenverfügbarkeit wird im Weiteren explizit auf das Szenario «Max. Strom» eingegangen. Die Kosten des Methanols werden in Abbildung 7-1 mit und ohne CO₂ Kosten mit dem Marktpreis für fossilen Diesel verglichen, basierend auf den prognostizierten Strompreisen für das Jahr 2030. Die Umrechnung von Methanol zu Diesel basiert auf dem Brennwert der beiden Energieträger. Der Diesel-Marktpreis von 181 CHF/MWh inklusive «Produktion», Gewinnmarge, Vertrieb, usw. ist 29, resp. 37 % günstiger als die Gestehungskosten des Methanols (255 ohne CO₂, resp. 288 CHF/MWh inkl. CO₂).

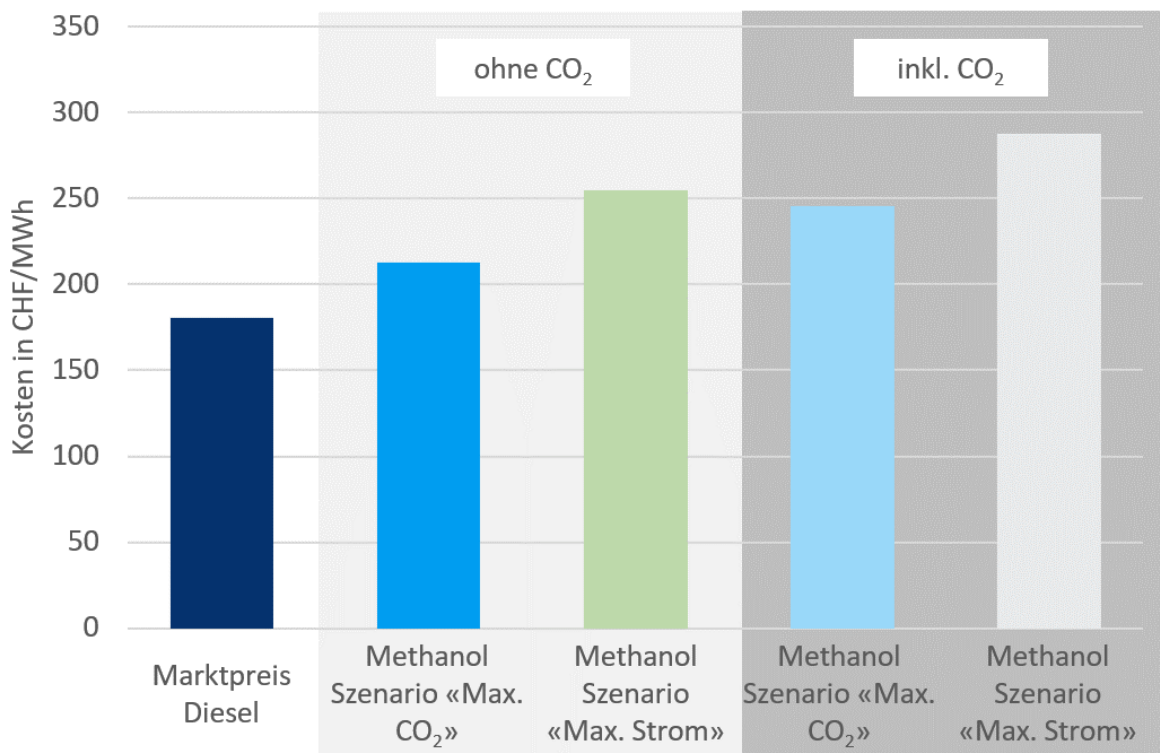


Abbildung 7-1: Gestehungskosten Methanol mit und ohne CO₂ Kosten im Vergleich zum Marktpreis von Diesel, gemessen anhand des Brennwertes (HHV).

Es ist nicht absehbar wie sich der Markt entwickeln und auf welchem Niveau sich ein zukünftiger Preis für E-Methanol einfinden wird. Dieses Power-to-X-Projekt steht letztlich auch in Konkurrenz

zur Produktion von E-Methanol im Ausland. So kann z.B. in Skandinavien aufgrund der grossen installierten Windparkleistung Methanol zu deutlich niedrigeren Strompreisen (im Bereich von 20 bis 30 CHF/MWh) produziert werden. In dieser Studie wurde die Sensitivität des Strompreises evaluiert und gezeigt, dass die tieferen Stromkosten erhebliche Auswirkungen auf die Methanol-Gestehungskosten haben werden. Dies wird einen innereuropäischen Wettbewerbsvorteil darstellen.

Ein wirtschaftlich realistisches Szenario basiert daher auf möglichst tiefen Strompreisen sowie möglichst vielen Volllaststunden. Somit müsste in einem weiteren Schritt auch die Grösse einer Power-to-X Anlage optimiert werden. Zudem sollte ein umfassendes betriebswirtschaftliches Modell entwickelt und die Grenzkosten dynamischer betrachtet werden, so dass stündlich ein Strompreis festgelegt wird, unabhängig davon, ob der Strom in der Power-to-X-Anlage genutzt oder verkauft wird. Darüber hinaus ist zu überlegen, in Teillast zu fahren und nicht wie in der vereinfachten Grenzkostenbetrachtung bei 0 oder 100 %, was deutlich über den Umfang dieser Studie hinausgeht.

7.3 Regulatorische Rahmenbedingungen

Für den Bau und Betrieb von Power-to-X-Anlagen und der CO₂-Abscheidung gelten spezifische nationale Gesetze, die sich teilweise an europäischen Vorgaben orientieren, insbesondere in Bereichen, in denen noch Unsicherheit über zukünftige Standards besteht.

Ein zentraler Aspekt ist die Störfallverordnung (StFV), die den Umgang mit Stoffen wie H₂ und CO₂ regelt. Anlagen, die grosse Mengen Wasserstoff erzeugen oder CO₂ abscheiden, müssen strenge Sicherheitsanforderungen erfüllen, um Risiken für Mensch und Umwelt zu minimieren. Mögliche Konfliktsituationen können sich aus der Nähe zu bewohnten Gebieten ergeben, die umfassende Sicherheitskonzepte gegen das Austreten explosiver und erstickend wirkender Gase erfordern. Diese Konzepte beinhalten Notfallpläne, Schutzmassnahmen wie Druckentlastungssysteme, Fackeln und Überwachungssysteme, um einen sicheren Umgang und eine sichere Lagerung zu gewährleisten. Als Anlage ist eine umfassende Auflistung an relevanten Gesetzen und Verordnungen sowie Normen, Richtlinien und Merkblätter zu finden, die bei Bau und Betrieb einer Power-to-X Anlage zu beachten sind.

Für die Genehmigung solcher Anlagen sind verschiedene Bewilligungen erforderlich:

- Die Baubewilligung nach kantonalem Baugesetz, die den Bau und die Standortwahl der Anlage regelt.
- Die Betriebsgenehmigung nach Umweltschutzgesetz (USG), die sicherstellt, dass die Emissionen, insbesondere in Luft und Wasser, innerhalb der zulässigen Grenzwerte bleiben.
- Im Bereich der CO₂-Abscheidung könnte die Schweiz in Zukunft Vorgaben aus der CCS-Richtlinie der EU (Carbon Capture and Storage Directive) übernehmen, um die Speicherung und den Transport von CO₂ zu regeln.
- Für den Transport von CO₂ und Wasserstoff sind Genehmigungen nach dem Gefahrgutrecht (ADR) erforderlich.

Darüber hinaus wird für grössere Industrieanlagen eine Umweltverträglichkeitsprüfung verlangt, um sicherzustellen, dass die geplanten Aktivitäten keine unannehmbaren Auswirkungen auf die Umwelt haben. Dieser Prozess könnte durch die steigenden Anforderungen an erneuerbare Energien verstärkt werden, z.B. durch die Vorgaben der EU-Richtlinie für erneuerbare Energien (RED II), die den Einsatz von grünen Energiequellen auch in der Schweiz beeinflussen könnten.

Offene Punkte betreffen insbesondere die rechtliche Regelung der langfristigen CO₂-Speicherung und des grenzüberschreitenden CO₂-Transports, da in der Schweiz bisher keine spezifische Gesetzgebung existiert. Diese Fragen könnten durch eine Angleichung an europäische Standards gelöst werden, insbesondere durch die Zusammenarbeit mit der EU bei internationalen Infrastrukturprojekten wie grenzüberschreitenden CO₂-Pipelines oder Speicherstätten.

Insgesamt ist bei der Entwicklung von Power-to-X-Anlagen eine frühzeitige Abstimmung mit den zuständigen Behörden notwendig, um die rechtlichen Anforderungen vollständig zu erfüllen und mögliche Konflikte zu minimieren.

8. Schlussfolgerungen und Empfehlungen

Die in der Studie gewonnenen Einsichten zeigen ein komplexes Bild der Möglichkeiten und Herausforderungen für die Implementierung einer CO₂ Abscheideanlage und die szenarienabhängige (teilweise) Nutzung des CO₂ in einer Power-to-X Anlage. Die Machbarkeit einer solchen CC-Anlage ist gegeben, sowohl in technischer Hinsicht als auch bezüglich der Flächenverfügbarkeit. Dabei wurde besonders auf eine geschossoptimierte Bauweise Wert gelegt, sodass möglichst viel Fläche für eine Power-to-X Anlage frei bleibt.

Insbesondere im Szenario «Max. Strom» zeigt sich, dass die verfügbare Fläche vollständig für die Carbon Capture und Power-to-Methanol Prozesse ohne eigene Methanol-Lagertanks genutzt wird. Es wird jedoch deutlich, dass das «Max. CO₂» Szenario aufgrund des Flächenbedarfs vor Ort nicht realisierbar ist. Die Option der Containerbauweise für die Zusammenführung der räumlich verbundenen Komponenten wird als zukunftssträchtige, jedoch derzeit nicht umsetzbare und initial kostspieligere Lösung angeführt, obwohl langfristig möglicherweise Flächensparnisse realisierbar wären.

Die Konstruktion von Methanol-Reaktoren folgt dem Industriestandard und ist im klassischen Chemieanlagenbau umsetzbar, mit den Vorteilen des «Leverage-of-scale» Prinzips, was ihre Realisierbarkeit unterstreicht. Zudem bietet sich die Chance, Nebenprodukte wie Sauerstoff und Abwärme in der KVA zu verwerten, was zusätzliche Vorteile – auch in Bezug auf die Effizienz des CC-Prozesses – versprechen könnte, die in dieser Studie nicht wirtschaftlich quantifiziert wurden.

Die Wirtschaftlichkeit solcher Anlagen ist stark von den Stromkosten und der Betriebszeit abhängig, wobei die finanziellen Auswirkungen von Schwankungen in Betriebs- und Kapitalkosten als begrenzt angesehen werden (die Stromkosten sind einzeln aufgeführt und nicht in den Betriebskosten enthalten). Was die CO₂-Prozesskette betrifft, so müsste beim «Max. Strom» Szenario der Grossteil des CO₂ zu einer Endlagerstätte transportiert werden, während beim «Max. CO₂» Szenario eine solche Notwendigkeit entfällt. Alternativ könnte die CC-Anlage in den Wintermonaten, in denen die PtX-Anlage im Teillastbetrieb arbeitet, ebenfalls im Teillastbetrieb betrieben oder für den Ganzjahresbetrieb mit einer geringeren Abscheidkapazität ausgelegt werden. Die Qualität des abgeschiedenen CO₂ erweist sich als adäquat sowohl für die Methanolproduktion als auch für die Endlagerung. Die Studie lässt allerdings die Transportkosten des CO₂ aussen vor, welche in nachfolgenden Untersuchungen zu konkretisieren wären.

Bei der Grenzkostenbetrachtung konnte gezeigt werden, wie die für das Szenario «Max. Strom» definierte Anlage effizienter betrieben werden kann. Damit werden der Absatz von Methanol und der Einsatz von CO₂ nahezu verdoppelt bei reduzierten Methanol-Gestehungskosten, die sich bereits dem Marktpreis von Diesel annähern. Der Zuschlag von 74 CHF/MWh ohne CC und 107 CHF/MWh mit CC gegenüber dem Treibstoff Diesel entspricht einem Preis von 450, respektiv 650 CHF pro Tonne eingesparten fossilem CO₂.

Empfehlung



- Das Szenario «Max. Strom» kann weiter vertieft werden.
- Varianten der CO₂-Abscheidung erarbeiten. Da die Rahmenbedingungen für CCS mit Transport und Endlagerung heute nicht gegeben sind, sollten zwei Alternativen geprüft werden:
 - Betrieb der vollausgebauten CC-Anlage nur in Teillast, oder
 - Bau einer kleineren CC-Anlage zur Versorgung der PtX-Prozesskette mit dem erforderlichen CO₂-Mengen.
- Optimierte Fahrweise abhängig vom Strompreis als Hauptvariante weiter ausarbeiten.
- Evaluation unter welchen Bedingungen das produzierte Methanol als nachhaltig und frei von fossilem CO₂ deklariert werden kann.

9. Anhänge

Separate Dateien als Anlagen:

- Auflistung Design Basis
- Verfahrensfliessbild CC
- Layout Draufsicht
- Layout Seitenansichten
- Auflistung Regulatorien

Anhang 1

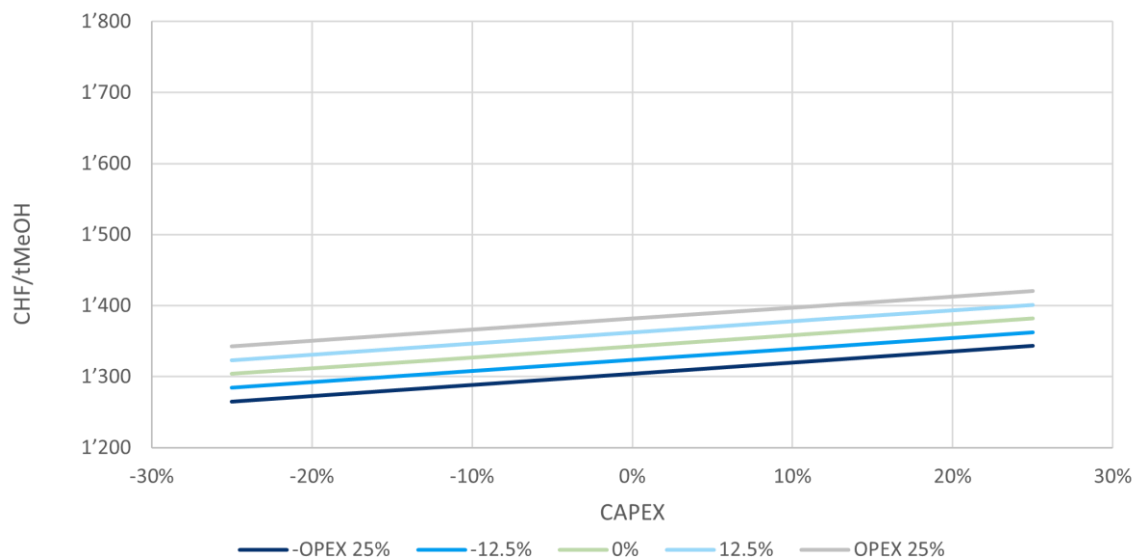


Abbildung 9-1: Sensitivität der Gesteungskosten im Szenario «Max. CO₂».

Anhang 2

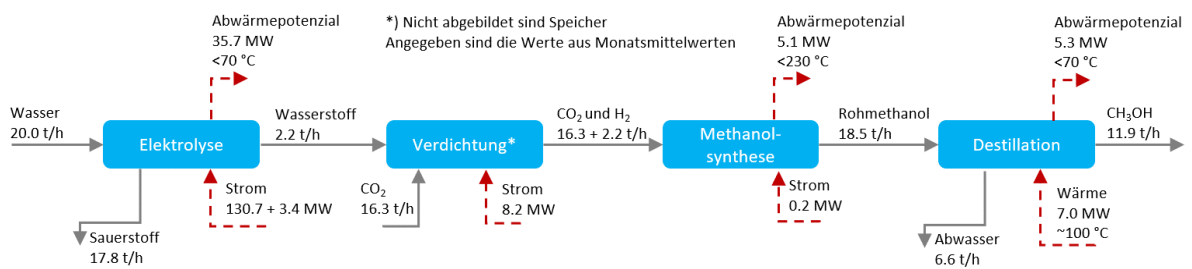


Abbildung 9-2: Prozesskette für Szenario «Max. CO₂» bei Vollastbetrieb.

Anhang 3

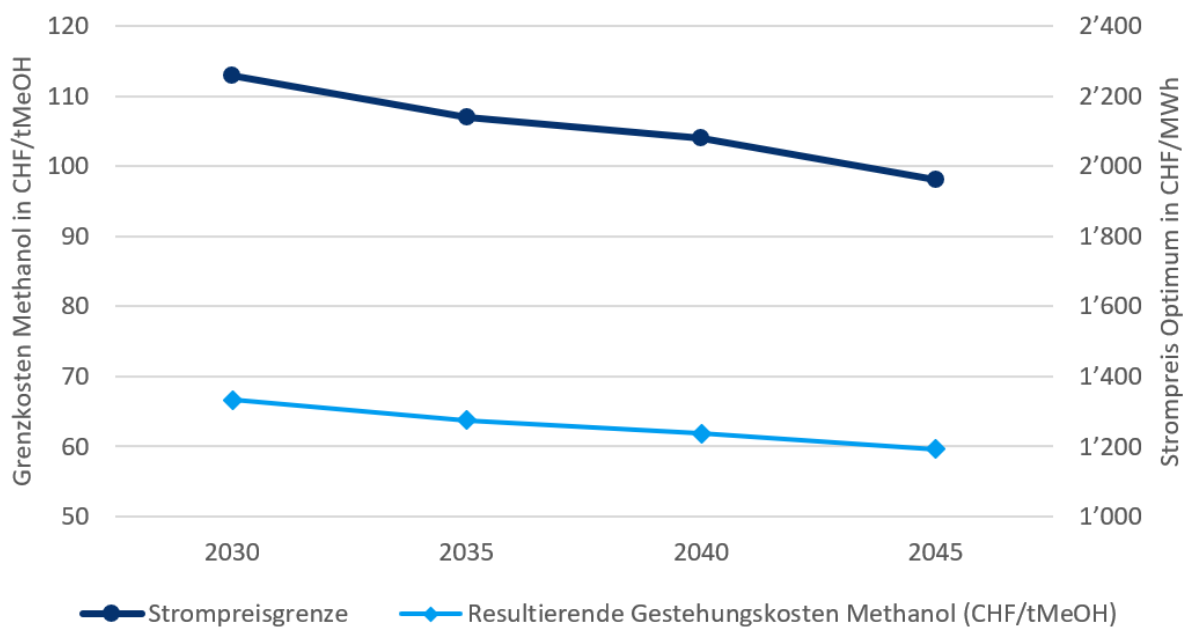


Abbildung 9-3: Grenzkostenbetrachtung der Methanolproduktion basierend auf Szenario «Max. Strom».