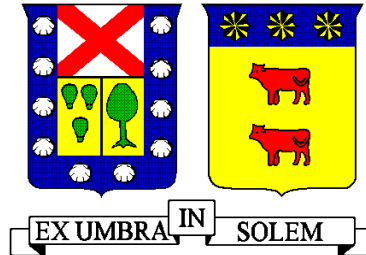




UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARIA  
DEPARTAMENTO INGENIERIA CIVIL QUIMICA  
SANTIAGO - CHILE



Evaluación técnica y económica de la producción de  
dimetileter a partir de  
hidrógeno verde y CO<sub>2</sub> proveniente de la captura de  
gases de una central  
térmica.

Memoria de titulación presentado por  
Ignacio Tomás Pino Duvauchelle  
Memoria para optar al Título de  
Ingeniería Civil Química  
Profesor Guía  
Rodrigo Benavidez  
Profesor Correferente  
Iván Cornejo  
Agosto de 2024

“Material de referencia, su uso no involucra responsabilidad del autor o de la institución”



## Abstract

A market and techno-economic evaluation of DME production at a natural gas thermal power plant in Mejillones, specifically Atacama, was conducted. This was done to produce DME through the integration of green technologies such as electrolysis and CO<sub>2</sub> capture by amines, MEA, to determine if the DME produced through this process could be competitive with LPG for replacement or complement.

This was carried out using the installed capacity of the combined cycle thermal power plant to provide sufficient energy to the 49 electrolyzers and through material and energy balances to find the flow of H<sub>2</sub> and O<sub>2</sub> that would be used and fed to the corresponding stages. It is important to mention the combustion chamber, where O<sub>2</sub> will be revalorized to provide a new technical-economic utility, reducing CAPEX and OPEX in CO<sub>2</sub> capture, along with the economic benefit in the form of an income of 7.7 MM USD/year due to the reduction of CH<sub>4</sub> fuel thanks to the temperature increase. This allows for greater efficiency in capture by reducing NO<sub>x</sub> and causing a higher concentration in the combustion gases of the chamber. Then, simulation was carried out in ASPEN HYSYS (having already obtained the combustion gas flow in the combustion chamber) of the sub-stages of CO<sub>2</sub> capture, MeOH production (indirect method for DME production), and finally DME, obtaining production costs of 3354 USD/ton H<sub>2</sub>, 194-249.96 USD/ton CO<sub>2</sub>, 1165 USD/ton MeOH, and 1714 USD/ton DME respectively for the base case, achieving with complete integration (O<sub>2</sub> influence and energy integration) to reduce the DME production cost to 1545 USD/ton. Additionally, an investment of 629 MM USD and an annual operational plant expenditure of 139 MM USD/year for the base case were finally considered, and savings of 48.68 MM USD/year for full integration, along with a reduced investment of 607 MM USD, with a competitive DME selling price of 460 USD/ton DME and a potential target demand of 409,540 tons/year to reach the plant's productivity, within the wholesale market and as distribution targets the regions I, II, III, IV, V, and part of the metropolitan region through national companies such as Gasco, Lipigas, among others.

Among the final topics, it can be concluded that the DME produced in the combined cycle natural gas thermal power plant with the integration of the technologies and full integration,



with O<sub>2</sub> influence and energy integration, is competitive with LPG with an adequate discount rate concerning investor risk (>10%).

This is achieved with a production of 46.75 tons/h and a production cost of 1714 USD/ton DME for the base case and 1545 USD/ton DME for full integration, with a competitive selling price of 460 USD/ton DME, through the analysis of economic indicators (IRR, NPV, and Payback) either in the base case, appropriate change sensitivities, and full integration, being the most beneficial the case with full integration, followed by high LPG (base case) and CAPEX reduction in alkaline electrolysis, capable of allowing the expected competitiveness and profitability close to expectations (>10% discount rate).

On the other hand, the benefits/disadvantages obtained by integrating electrolysis technologies, CO<sub>2</sub> capture, and energy integration in DME production compared to the conventional method are compared, denoting a significant increase in differential NPV when technologies are integrated, and plants are energetically optimized, along with O<sub>2</sub> influence, allowing greater long-term profitability and greater robustness against sensitivities that affect the project, along with greater investment confidence. The conventional method strongly depends on the purchase value of MeOH and its cycle, so it achieves better economic returns than the integration base case at a value of 571 USD/ton MeOH. However, with complete integration and O<sub>2</sub> influence, it is possible to obtain better returns compared to the conventional case, up to a value of 385.54 USD/ton MeOH.



## Resumen

Se llevó a cabo una evaluación de mercado, técnico económica de la producción de DME en una central térmica a gas natural en Mejillones, en específico la de Atacama. Esto se realizó con el fin de producir DME a través de la integración de tecnologías verdes, tal como la electrólisis y captura de CO<sub>2</sub> por aminas, MEA, para lograr dilucidar si es posible que, a través de este proceso, sea el DME producido competitivo con el GLP, para su reemplazo/complemento.

Esto se realizó a través de la capacidad instalada de la central térmica de ciclo combinado, para poder brindar la suficiente energía a los 49 electrolizadores, y a través de balances de materia y energía, encontrar el flujo de H<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> que se utilizarán y alimentarán a las distintas etapas correspondientes, siendo importante mencionar la cámara de combustión en la cual, se revalorizará el O<sub>2</sub> para brindarle una nueva utilidad técnica-económica reduciendo el CAPEX y OPEX en la captura de CO<sub>2</sub> junto con el beneficio económico en forma de ingreso de 7,7 MM USD/año gracias a la reducción de combustible CH<sub>4</sub> debido al aumento de temperatura. Esto permite una mayor eficiencia en la captura al reducir los NO<sub>x</sub> y provocar una mayor de concentración en los gases de combustión de la cámara.

Entonces, se llevó a cabo la simulación en ASPEN HYSYS (ya habiendo obtenido el flujo de gases combustión en la cámara de combustión) de las subetapas de captura de CO<sub>2</sub>, producción de MeOH (método indirecto para la producción de DME) y finalmente DME, obteniendo como costes de producción 3354 USD/ton H<sub>2</sub>, 194-249,96 USD/ton CO<sub>2</sub>, 1165 USD/ton MeOH y 1714 USD/ton DME respectivamente para el caso base, logrando con la integración completa (influencia O<sub>2</sub> e integración energética) reducir el costo producción de DME a 1545 USD/ton. Además de ello se consideraron finalmente una inversión de 629 MM USD y un gasto operacional de planta anual de 139 MM USD/año para el caso base, y ahorros de 48,68 MM USD/año para la integración completa, junto con una inversión reducida de 607 MM USD, con un precio de venta competitivo de DME de 460 USD/ton DME y una demanda potencial objetivo de 409.540 ton/año para alcanzar la productividad de la central, dentro del mercado mayorista y como objetivos de distribución las regiones I, II, III, IV, V y



una parte de la región metropolitana a través de empresas nacionales como Gasco, Lipigas, entre otras.

Dentro de los tópicos finales, se puede concluir que, el DME producido en la central térmica a gas natural de ciclo combinado con la integración de las tecnologías antes mencionadas e integración completa, con influencia de  $O_2$  e integración energética, es competitivo con el GLP con una tasa de descuento adecuada respecto al riesgo del inversor ( $>10\%$ ).

Esto se logra con una producción de 46,75 ton/h y coste de producción de 1714 USD/ton DME para caso base, y 1545 USD/ton de DME para integración completa, con precio de venta competitivo de 460 USD/ton DME, a través del análisis de los indicadores económicos (TIR, VAN y Payback) ya sea en caso base, sensibilidades adecuadas de cambio e integración completa, siendo la más beneficiosa el caso con integración completa, seguido de GLP alto (caso base) y reducción de CAPEX en electrólisis alcalina, capaz de permitir la competitividad y rentabilidad esperada y cercanas a lo esperado ( $>10\%$  de tasa de descuento).

Por otro lado, se comparan los beneficios/perjuicios que se obtienen al integrar las tecnologías de electrólisis, captura de  $CO_2$  e integración energética en la producción de DME, en comparación al método convencional, denotando un aumento significativo en el VAN diferencial cuando se integran las tecnologías y optimizan energéticamente las plantas, junto con la influencia del  $O_2$ , permitiendo una mayor rentabilidad a largo plazo y mayor robustez frente a sensibilidades que afecten al proyecto, junto con una mayor confianza de inversión. El método convencional depende fuertemente del valor de compra de MeOH y de su ciclo, por lo que alcanza mejores rentabilidades económicas que el método integración caso base a valor de 571 USD/ton MeOH. Sin embargo, con la integración completa e influencia del  $O_2$ , es posible obtener mejores rentabilidades frente al caso convencional, hasta un valor de 385,54 USD/ton de MeOH.



# Índice

Abstract.....	2
Resumen .....	4
Glosario .....	17
1. Introducción .....	19
2. Contexto .....	23
3. Solución.....	26
4. Oportunidad.....	27
5. Objetivos proyecto .....	28
5.1    Objetivo General.....	28
5.2    Objetivos específicos .....	28
6. Antecedentes y teoría .....	28
6.1    Electrólisis .....	29
6.1.1    Electrólisis alcalina.....	29
6.1.2    Electrólisis polimérica (PEM) .....	30
6.1.3    Electrólisis aniónica (AEM).....	31
6.1.4    Electrólisis SOEC.....	32
6.2    Central ciclo combinado.....	32
6.2.1    Etapa compresión .....	33
6.2.2    Zona combustión .....	33
6.2.3    Caldera de recuperación (HRSG).....	33
6.2.4    Ciclo de vapor simple, turbina de vapor.....	34
6.3    Cámara de combustión y utilización de O <sub>2</sub> en vez de aire .....	34
6.3.1    Cámara de combustión .....	34
6.3.2    O <sub>2</sub> en vez de aire.....	35
6.4    Captura de CO <sub>2</sub> .....	36
6.4.1    Absorción .....	37
6.4.2.    Adsorción química.....	41
6.4.3.    Membranas .....	41



6.4.4.	Separación criogénica.....	42
6.5.	Formación de metanol .....	42
6.6.	Formación de metanol y producción de DME .....	47
6.6.2.	Método indirecto .....	47
6.6.3.	Método directo.....	50
7.	Metodología .....	51
8.	Resultados .....	54
8.1.	Estudio de mercado .....	54
8.1.1.	Objetivo general .....	54
8.1.2.	Objetivos específicos.....	54
8.1.3.	Necesidad/propuesta de valor.....	54
8.1.4.	Producto.....	55
8.1.5.	Segmento-Tamaño del segmento.....	60
8.1.6.	Demanda potencial .....	63
8.1.7.	Oferta .....	63
8.1.8.	Precio del producto.....	64
8.2.	Estudio técnico .....	65
8.2.1.	Objetivo General.....	65
8.2.2.	Objetivos específicos.....	65
8.2.3.	Descripción del proceso y diagrama de bloques .....	66
8.2.4.	Descripción etapas del proceso .....	68
8.2.5.	Ubicación central térmica a gas natural.....	72
8.2.6.	Materia prima .....	74
8.2.7.	Tecnologías, comparación y selección .....	75
8.2.8.	Listado de equipos principales y características.....	80
8.2.9.	Balance de materia y energía, análisis previos a simulación HYSYS.....	81
8.2.10.	Simulación HYSYS.....	87
8.2.11.	Análisis Legal (leyes y normativas necesarias).....	94
8.2.12.	Análisis Ambiental .....	96
8.2.13.	Costos inversión (CAPEX y OPEX) .....	98
8.2.14.	Método integración energética y reducción costos O <sub>2</sub> para las diferentes etapas, reducción de costos. ....	116



8.2.15.	Comparativa producción DME método convencional compra MeOH, con integración tecnológica e integración energética con O <sub>2</sub> y sin integración energética y sin O <sub>2</sub> .	122
8.3.	Estudio económico .....	124
8.3.1.	Listado de Inversiones y listado de gastos operacionales en proceso productivo.....	124
8.3.2.	Tipo de moneda a utilizar .....	124
8.3.3.	Antecedentes financieros.....	125
8.3.4.	Vida útil del proyecto .....	126
8.3.5.	Criterios de depreciación.....	126
8.3.6.	Proyección de Demanda y precios.....	126
8.4.	Evaluación económica.....	127
8.4.1.	Supuestos para el flujo de caja .....	127
8.4.2.	Flujo de Caja caso base, caso producción DME comparativa con y sin integración e integración energética e influencia O <sub>2</sub> .....	129
8.4.3.	Indicadores económicos, caso base sin integración energética y sin O <sub>2</sub> , sin integración tecnológica (método convencional) y con integración energética e influencia O <sub>2</sub> .....	133
8.4.4.	Rentabilidad caso base.....	135
8.4.5.	Análisis de sensibilidad .....	136
8.4.6.	Análisis sensibilidad utilización O <sub>2</sub> en vez de aire, y máxima capacidad..	142
9.	Análisis de resultados .....	147
9.1.	Electrolisis .....	147
9.2.	Captura de CO <sub>2</sub> .....	148
9.3.	Producción MeOH.....	149
9.4.	Producción DME .....	153
9.5.	Comparativa con integración tecnológica, sin integración tecnológica método convencional, con integración tecnológica e influencia de O <sub>2</sub> y integración tecnológica con influencia de O <sub>2</sub> e integración energética.....	155
9.5.1.	Análisis diferencial de método integración tecnológica, método convencional y máxima utilización de O <sub>2</sub> e integración energética.....	157
9.5.2.	Riesgos de inversión.....	159
9.5.3.	Variación de precio de MeOH. ....	159
9.5.4.	Variación costes energéticos. ....	162



9.5.5. Diagramas Sankey respecto a flujos de masas, y reducción de OPEX en subetapas.163	
10.Conclusiones.....	164
11. Recomendaciones .....	167
Referencias .....	168
Anexos .....	182
12. Anexo A “Tabla de precios GLP desde 2017 hasta 2023” .....	182
13. Anexo B “Análisis de conversión CO <sub>2</sub> y CO, según temperatura y presión, para la mejor selectividad de MeOH”. .....	184
14. Anexo C “Análisis de salmuera permitido por DS 90, según requerimientos de Electrólisis” .....	186
15. Anexo D” Hoja de cálculos técnico-económico” .....	186
16. Anexo E “Sensibilidades de flujos de caja, respecto a diferentes puntos importantes de variación y perturbación del proyecto, junto con revalorización de O <sub>2</sub> ”. 187	
17. Anexo F” Costos operativos energéticos según % de concentración CO <sub>2</sub> ”. .....	193
18. Anexo G “Simulación HYSYS de modelo hidrogenación CO <sub>2</sub> para producción de MeOH y producción DME a modo industrial” .....	194



## Índice figuras

Figura 1 "Esquema captura de CO <sub>2</sub> mediante absorción (Celaya Romeo, 2007)"	37
Figura 2 "Esquema estándar de captura de CO <sub>2</sub> por aminas (Moreno et al., 2021)"	39
Figura 3 "Proceso para la formación de metanol, proceso Lurgi (Velázquez Betancourt, 2011)"	45
Figura 4 "Proceso ICI para producción de metanol (Velázquez Betancourt, 2011)"	46
Figura 5 "Métodos para la obtención de DME (Sánchez, 2018)"	47
Figura 6 "Esquema método indirecto de producción de DME (Perez et al., 2018)"	49
Figura 7 "Diagrama de flujo esquemático del método indirecto para la formación de DME (Perez et al., 2018)"	49
Figura 8 "Estructura DME (Duarte Recuer, 2014)"	57
Figura 9 "Diagrama de bloques de tecnología electrólisis Alcalina (Elaboración propia)"	67
Figura 10 "Diagrama de bloques de central térmica a gas natural de ciclo combinado, mediante tecnología de electrólisis PEM y captura de CO <sub>2</sub> , para producción de DME (Elaboración propia)"	68
Figura 11 "Central térmica a gas natural de Atacama, Enel, Mejillones (Google Maps, 2024)"	73
Figura 12 "Caso base simulación HYSYS de Captura de CO <sub>2</sub> con aminas MEA sin influencia O <sub>2</sub> , recuperación del 76% (Elaboración propia)"	88
Figura 13 "Simulación HYSYS de producción MeOH, con 99,9% de pureza másica y 65,934 ton/h de producción (Elaboración propia)"	92
Figura 14 " Simulación HYSYS de producción de DME indirecto, con 99,65% de pureza másica y 46,75 ton/h de producción (Elaboración propia)"	93
Figura 15 "Impacto de OPEX determinado por las distintas etapas en la producción de DME (Elaboración propia)"	103
Figura 16 "Valor de CAPEX por kW en plantas de electrólisis, estimadas a través de diferentes grupos internacionales y proyecciones futuras (giz, 2021)"	104
Figura 17 "Exponentes de Williams para equipos (S.Page & Gulf, 1996)"	105
Figura 18 "Exponente de Williams para procesos (S.Page & Gulf, 1996)"	106



Figura 19"CAPEX de IDC a partir de aproximaciones empíricas según parámetros importantes de diseño (Towler & Sinnott, 2022)".....	107
Figura 20"CAPEX de reactores, según su volumen en m3 (Towler & Sinnott, 2022)".....	107
Figura 21"CAPEX de compresores/expansores, según su potencia en kW (Towler & Sinnott, 2022)".....	107
Figura 22"Valores de CEPCI según equipos, plantas, edificios, entre otros (M. Vatavuk, 2002)".....	108
Figura 23"Precio unitario de columnas respecto a su peso (ton) (S.Page & Gulf, 1996)".	110
Figura 24"Costo respecto a cantidad de platos en torres de destilación (S.Page & Gulf, 1996)".	110
Figura 25"CAPEX de costo de instalación, para diferentes equipos dentro del proceso productivo (S. Peters et al., 1992)".....	111
Figura 26"Impacto de CAPEX según las subetapas dentro del proceso productivo de DME (Elaboración propia)".	113
Figura 27"Gastos operacionales sin integración energética (Elaboración propia)".	116
Figura 28"Intervalos gran curva compuesta (Elaboración propia)".	117
Figura 29"Escalamientos para obtener el calor ajustado y servicios de calentamiento y enfriamiento (Elaboración propia)".	117
Figura 30"Temperatura (°C) vs entalpia (kW) (Elaboración propia)".	118
Figura 31"Q ajustado (kW) íntegramente vs temperatura °C (Elaboración propia)".	118
Figura 32"Gasto energético final integración energética H <sub>2</sub> (Elaboración propia)".	119
Figura 33"Gasto energético final integración energética entre CO <sub>2</sub> y DME (Elaboración propia)".	119
Figura 34"Gasto energético final integración energética MeOH (Elaboración propia)"....	120
Figura 35"Gasto energético final integración energética DME (Elaboración propia)".	120
Figura 36"Gastos servicios IDC de todas las subetapas, partiendo desde la electrólisis hasta la producción de DME (Elaboración propia)".	121
Figura 37"Gastos totales servicios y reducción de costes por integración (Elaboración propia)".	121



Figura 38"Esquema comparativo de proceso productivo DME convencional y con integración (Elaboración propia)". .....	123
Figura 39"Flujo de caja caso base de estudio (Elaboración propia)". .....	129
Figura 40"Flujo de caja diferencial producción DME con integración (caso base, sin influencia de O <sub>2</sub> y sin integración energética) frente al método convencional de compra de MeOH (Elaboración propia)". .....	131
Figura 41"Flujo de caja sin integración, método convencional a través de la compra de MeOH (Elaboración propia)". .....	132
Figura 42" Flujo de caja diferencial producción DME con integración (influencia de O <sub>2</sub> e integración energética) frente al método convencional de compra de MeOH (Elaboración propia)". .....	133
Figura 43"Análisis de sensibilidad respecto al caso base sin variación coste energético y reducción de coste energético (Elaboración propia)". .....	137
Figura 44"Análisis de sensibilidad respecto a caso base y la utilización de electrólisis alcalina con 358 USD/kW, costo futuro a fabricantes, incluyendo la variación en la reducción de costes energéticos a lo largo de los años (Elaboración propia)".....	138
Figura 45"Análisis de sensibilidad respecto al caso base y a los valores máximos y mínimos posibles a obtener en ciclo del valor del GLP (Elaboración propia)". .....	139
Figura 46"Análisis de sensibilidad respecto a caso base y casos con influencia de O <sub>2</sub> a máxima capacidad 7,68% concentración CO <sub>2</sub> , y caso con influencia e integración energética (Elaboración propia)". .....	140
Figura 47"Análisis de sensibilidad caso base respecto a caso reducción de CAPEX 30% en captura de CO <sub>2</sub> aminas MEA (Elaboración propia)". .....	141
Figura 48"Análisis sensibilidad reducción de costes a diferentes flujos de proceso frente a misma concentración e impacto del caso base (3540 ton/h, 3,51% concentración CO <sub>2</sub> ) (Elaboración propia)". .....	144
Figura 49"Análisis sensibilidad reducción de costes con O <sub>2</sub> en máxima capacidad y sin O <sub>2</sub> (Elaboración propia)". .....	145



Figura 50"Análisis sensibilidad aumento en captura CO <sub>2</sub> frente a aumento de concentración en CO <sub>2</sub> , y aumento de captura a mayor flujo de proceso (Elaboración propia)"	145
Figura 51"Comparativa métodos integración sin O <sub>2</sub> , convencional, y máxima capacidad de O <sub>2</sub> con integración energética (Elaboración propia)"	156
Figura 52"Sensibilidad respecto a precios de MeOH para caso base, caso integración energética e influencia O <sub>2</sub> vs método convencional respecto a robustez de precios MeOH (Elaboración propia)"	160
Figura 53"Ciclo de variación precio MeOH en Norte América, representación más cercana a Chile (Methanex, 2024)"	161
Figura 54"Análisis Sankey de Balance de materia de la producción de DME total en toneladas/hora (Elaboración propia)"	163
Figura 55"Análisis Sankey de ahorro OPEX en MM USD/año respecto a caso base, influencia O <sub>2</sub> e integración energética con influencia O <sub>2</sub> (Elaboración propia)"	164
Figura 56"Conversión de CO <sub>2</sub> , para obtener la mejor producción de MeOH, según temperatura (Slotboom, 2020)"	184
Figura 57" Conversión de CO <sub>2</sub> , para obtener la mejor producción de MeOH, según presión (Slotboom, 2020)"	184
Figura 58" Conversión de CO para obtener la mejor producción de MeOH, según temperatura (Slotboom, 2020)"	185
Figura 59" Conversión de CO para obtener la mejor producción de MeOH, según presión (Slotboom, 2020)"	185
Figura 60"Análisis salmuera según requerimientos del proceso de electrólisis de la central térmica a gas natural de ciclo combinado, Atacama (Elaboración propia)"	186
Figura 61"Sensibilidad flujo de caja, caso GLP alto (Elaboración propia)"	187
Figura 62"Sensibilidad flujo de caja, caso GLP bajo (Elaboración propia)"	188
Figura 63"Sensibilidad flujo de caja, caso base con variación de precio energético, reducción del 3% anual (Elaboración propia)"	189
Figura 64"Sensibilidad flujo de caja, caso con electrólisis alcalina reducción a 358 USD/kW y variación energética de la reducción al 3% anual (Elaboración propia)"	190



Figura 65" Caso GLP base con influencia de O <sub>2</sub> máxima capacidad 7,68% CO <sub>2</sub> máximo (Elaboración propia)"	191
Figura 66" Caso sensibilidad reducción CAPEX 30% en captura CO <sub>2</sub> aminas MEA (Elaboración propia)"	192
Figura 67" Costos energéticos según % de concentración de CO <sub>2</sub> en flujo (Energy transitions commission, 2022)"	193
Figura 68" Simulación HYSYS a través de modelo hidrogenación CO <sub>2</sub> , para la producción de MeOH (Nuchitprasittichai & Borisut, 2019)"	194
Figura 69" Simulación HYSYS de comparativa a nivel industrial en producción de DME (Alshbuki et al., 2020)"	194



## Índice Tablas

Tabla 1 "Parámetros referenciales de gasto energético por método estándar de amina (Moreno et al., 2021)".	39
Tabla 2 "Potencial de calentamiento global en horizonte de 500 años, respecto a otros gases y el DME (Semelsberger et al., 2006)".	56
Tabla 3 "Propiedades fisicoquímicas del DME (Perez et al., 2018)".	57
Tabla 4 "Propiedades fisicoquímicas del GLP (tygas, 2012)".	58
Tabla 5 "Electrólisis comparación y selección".	75
Tabla 6 "Captura de CO <sub>2</sub> , comparación y selección".	76
Tabla 7 "Producción de DME, tecnologías y selección".	78
Tabla 8 "Listado de gastos operacionales en proceso productivo de DME total caso base sin O <sub>2</sub> y sin integración energética".	101
Tabla 9 "CAPEX caso base sin O <sub>2</sub> invertido en adquisición e instalación, dentro del proceso productivo de DME".	111
Tabla 10 "Valores de LCOE caso base sin O <sub>2</sub> y sin integración energética para las distintas etapas de producción de DME, respecto a valores industriales".	114
Tabla 11 "Valores de LCOE caso integración energética y utilización de O <sub>2</sub> para las distintas etapas de producción de DME, respecto a valores industriales".	122
Tabla 12 "Indicadores económicos caso base (método con integración tecnológica)".	134
Tabla 13 "Indicadores económicos caso convencional, compra de MeOH".	134
Tabla 14 "Indicadores económicos caso integración tecnológica, integración energética e influencia O <sub>2</sub> ".	135
Tabla 15 "Impacto en inversión y gastos operacionales con O <sub>2</sub> a diferentes flujos de procesamiento y diferencia en concentración a máxima capacidad de turbina (Elaboración propia)".	142
Tabla 16 "Indicadores económicos diferenciales método integración caso base vs método convencional con compra de MeOH".	157



Tabla 17" Indicadores económicos diferenciales método integración caso base influencia utilización de O <sub>2</sub> e integración energética vs método convencional con compra de MeOH ". .....	158
Tabla 18"Análisis sensibilidad precios MeOH, respecto a método base y método integración completa vs método convencional".	159
Tabla 19"Tabla de precios GLP desde 2017 hasta 2023(ENAP, 2023)".	182
Tabla 20"Indicadores económicos GLP alto".	187
Tabla 21"Indicadores económicos caso GLP bajo".	188
Tabla 22"Indicadores económicos caso reducción precio energético 3% anual".	189
Tabla 23"Indicadores económicos caso electrólisis alcalina reducción 358 USD/kW con variación energética de reducción del 3% anual".	190
Tabla 24"Indicadores económicos caso GLP base con influencia de O <sub>2</sub> máxima capacidad CO <sub>2</sub> a 7,68% de concentración CO <sub>2</sub> ".	191
Tabla 25"Indicadores económicos caso sensibilidad reducción CAPEX captura CO <sub>2</sub> 30%". .....	192



## Glosario

Dentro de la memoria a desarrollar, se encuentran distintos tipos de términos importantes a definir y entender, siendo estos los más relevantes:

GLP= Gas licuado del petróleo, combustible fósil a sustituir/complementar.

DME=Dimetil éter, combustible sintético producido en la memoria actual, encargado de ser competitivo con GLP a través de la integración de distintas tecnologías verdes en su proceso productivo.

H<sub>2</sub>= Hidrógeno verde producido por tecnología integrada de electrólisis.

VAN= Valor actual neto, es un indicador económico con valor monetario, medido en MM USD

TIR= Tasa interna de retorno/recuperación, es un indicador económico medido en %.

Payback= Representa la cantidad de tiempo en que el proyecto permite recuperar la inversión, siendo un indicador económico medido en años.

LCOE= Es el costo total de construcción y operación de una central energética, respecto a su producción, siendo en el caso elaborado por la memoria, el coste de producción de los distintos productos, medido en USD/ton.

W= Peso de torres dentro de CAPEX, equipos principales de proceso, expresado en kg.

C= Costo total expresado a través del peso y coste unitario del equipo principal, medido en MM USD.

CEPCI= Valor del índice de costo para plantas de ingeniería/equipos, en función de la inflación y factores económicos.

C<sub>e</sub>= Valor de adquisición de equipos secundarios o de menos impacto de inversión, medido en USD.

H<sub>bomba</sub>= Altura de bomba, medido en m.

P<sub>hidraulica</sub>= Potencia hidráulica de la bomba, medido en kW.

h<sub>f</sub>= Pérdidas en las cañerías/tuberías medido en m.

LMTD= Diferencia de temperatura media logarítmica, medida en kelvin o Celsius.

Re= Número de Reynolds, importante para entender la turbulencia de un fluido y para determinar características de equipos como bombas, dentro del proceso.



$V$ = Velocidad de fluido, medido en m/s.

$U$ =Coeficiente global de transferencia de calor, expresado en  $W/m^2K$ .

$Q$ = Calor transferido en IDC medido en kJ.

IDC= Intercambiadores de calor, equipos secundarios importantes en proceso productivo.

BE= Representación de balance de energía, medido en flujos de entradas y salidas energéticas.

BM= Representación de balance de materia, medido en flujos másicos ton/h de entradas y salidas.

$f$ = Flujos representados en materia o en energía, de entradas y salidas.

$M_{\text{catalizador}}$ = Masa de catalizador, medido en kg.

$V_{\text{particula}}$ = Volumen de partícula, medido en  $m^3$ .

$V_{\text{vacío catalizador}}$ = Volumen del espacio de vacío de catalizador ocupado en reactor, medido en  $m^3$ .

GHSV= Tiempo de residencia representativo en reactor, medido en  $h^{-1}$ .

$V_{\text{torres}}$ = Volumen de torres equipos principales de proceso productivo, medido en  $m^3$ .

$H$ =Entalpia, magnitud termodinámica de un cuerpo, medido en kcal/kg.

$P_{H_2}$ =Producción de hidrógeno verde producto de la electrólisis, medida en ton/h.



## 1. Introducción

En la actualidad, la energía eléctrica a nivel global se encuentra gobernadas por los combustibles fósiles, tales como el petróleo, carbón, gas natural y GLP (gas licuado del petróleo). Los combustibles fósiles son responsables del 77% de las emisiones de gases de efecto invernadero y son en su mayoría utilizados debido a que hay abundancia en yacimientos, accesibilidad (reduce el gasto económico de las explotaciones), gran cantidad de energía a un costo relativamente bajo (el costo del petróleo y gas no convencional se estima entre 65 y 110 dólares por barril) y su transporte y almacenamiento es fácil y barato. (Camara de diputados y diputadas de Chile, 2023; JUNKERS, 2023).

Ahora bien, esto trae consigo consecuencias climatológicas, produciendo un cambio climático inminente, provocado por las emisiones de gases efecto invernadero provenientes de la quema de combustibles fósiles, generando así, un aumento en la temperatura a nivel global. Ahora bien, al reducir las emisiones en un 5% en los países y también, gracias al acuerdo de París, protocolo de Kioto, COP23 y COP25 en Chile en 2019, es posible generar un cambio de pensamiento hacia un camino más verde y aumentar las legislaciones ambientales, junto con las responsabilidades de los gobiernos, para brindar mayor protección al medioambiente y reducir el impacto negativo del ser humano (COP25 Chile, 2019). Estas emisiones en su mayoría representan al 92% el sector de energía (entre industrial, energía y uso de solventes), creciendo en un 190% desde 1984 a 2006, alcanzando en esta última fecha un valor de 68.572 Gg de CO<sub>2</sub> equivalente (POCH Ambiental, 2008).

Dicho lo anterior, se vislumbra la oportunidad de ser capaces de reemplazar estos combustibles fósiles, por combustibles verdes o ecofriendly, para disuadir este cambio climático negativo y, brindar oportunidades económicas, siendo capaces de ofrecer un sustituto de valor en el mercado y equiparar las desventajas económicas que se tienen respecto a los combustibles fósiles.

Para reducir las emisiones de CO<sub>2</sub>, es necesario hacer una transición energética de combustibles fósiles a combustibles que emitan menos cantidades de GEI. Dentro de los combustibles, se tiene que, cerca del 86% de las emisiones de CO<sub>2</sub> en el mundo vienen de la quema de combustibles fósiles para la producción de energía y materiales (BBC News



Mundo, 2021). Cabe recalcar que, según el sexto Reporte del Estado de Medio Ambiente 2021, de las emisiones totales de GEI en Chile, hubo 112,3 millones de toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente, cifra que subió en un 128% desde 1990 y un 2% desde 2016, mostrando una desaceleración. Estas emisiones de GEI estuvieron lideradas por el CO<sub>2</sub> con un 78%, seguido del gas metano (CH<sub>4</sub>) con un 13%, óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) con un 6% y finalmente por los gases fluorados en un 3%. En 2020, las emisiones gravadas por impuestos a las emisiones de CO<sub>2</sub> de fuentes fijas, provienen principalmente de la combustión del carbón con un 61,30%, seguido del gas natural con 22,9%, petcoke con 10,8% y petróleo con un 5% (Ministerio del Medio Ambiente, 2021, 2023; WWF, 2022).

Además de ello, dentro de otros sectores, tales como el sector residencial (dentro del estudio de otros sectores, el 65,2% de emisiones de GEI lo conforma el residencial), el combustible fósil GLP es el de mayor importancia, con un 54,0% seguido de un 25,1% de gas natural (Ministerio del Medio Ambiente, 2023).

Ahora bien, actualmente los combustibles que no emiten CO<sub>2</sub> (tal como es el caso del hidrógeno verde) no son competitivos económicamente. Esto se debe en gran parte debido a sus desventajas como combustibles, tal como es su almacenamiento y transporte. El almacenamiento requiere de cilindros comprimidos a alta presión, por lo que hay un gasto considerable en equipos tales como los compresores (de 350 a 700 bar), al mismo tiempo del uso de intercambiadores de calor intercalados para mantener la temperatura estable. Es difícil de almacenar, dado que se distribuye y se consume en estado gaseoso, además de que ocupa mucho sitio (tiene una densidad más baja en comparación a otros gases, tal como es el caso del gas natural, proporcionando que el poder calorífico en volumen del combustible sea menor, por lo que se transporta y almacena tres veces más volumen de hidrógeno que gas natural), requiriendo depósitos más grandes y tuberías más gruesas (BAXI, 2023).

Además de ello, se requiere una infraestructura logística especial para este combustible, tal como el uso de la tecnología de electrólisis PEM, usando así, electrolizadores (por ejemplo, los McLyzer) y una planta de electrólisis, con captura y procesamiento del agua de mar. Actualmente el hidrógeno no es rentable, dado que su costo de producción ronda los \$8



USD/kgH<sub>2</sub>, y se calcula que puede llegar a ser competitivo a partir de los 2,5 USD/kgH<sub>2</sub> (McPhy, 2023; Pontificia Universidad Católica de Chile, 2023; Silva, 2021).

Por estos motivos, se necesita una transición gradual de los combustibles, a, por ejemplo, los combustibles sintéticos. Estos combustibles tienen ventaja por sobre los combustibles que no emiten CO<sub>2</sub>, tal como en el caso del hidrógeno, dado que, se puede utilizar la misma estructura logística y de consumo ya existente (no requieren un proceso de logística específico). Estos combustibles sintéticos, se caracterizan por a través de procesos químicos, convertir materiales (gas natural, carbón, biomasa) en combustibles líquidos. El dimetileter es un combustible sintético, producido a través de la deshidratación del metanol, proceso por el cual, es posible adaptarlo mediante captura de CO<sub>2</sub> reaccionante con H<sub>2</sub>. Debido a sus similitudes fisicoquímicas tales como baja presión de saturación de vapor y alto poder calorífico y condensado a -25°C a presión atmosférica y presiones de entre 5 a 6 bar a temperatura ambiente, logrando mantener de esta forma las mismas maquinarias utilizadas en estos combustibles habituales (Perez et al., 2018)

Ahora bien, a pesar de ello, estos combustibles sintéticos tampoco son competitivos económicamente con los combustibles fósiles, debido a su alto coste e infraestructura que se debe montar (por ejemplo, electrolizadores para convertir materia prima tal como el H<sub>2</sub>O en H<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>), llegando a situar los precios de estos combustibles en \$3 y \$4 EUR por litro vendido al conductor (CEPEDA MINAYA, 2023; De la Torre, 2023). Dentro de los puntos positivos de estos combustibles es que, pueden extraer CO<sub>2</sub> de la atmósfera (reducción de GEI), uso eficiente de energías renovables en el proceso de producción y una emisión nula de gases contaminantes y de efecto invernadero en el proceso de producción de combustible. Ahora bien, dentro de sus desventajas es que el coste de producción es elevado, debido a que estos combustibles están todavía en una etapa experimental, sufren de una pérdida del 50% de la energía eléctrica utilizada en su proceso de producción y el área de acción para funcionar, es en zonas específicas (recursos eólicos, zonas con harto caudal o extensas áreas de sol), por lo que dificultan su implementación (Volkswagen, 2022).



Por consiguiente, se necesita fusionar y encontrar una manera de implementar las ventajas de los combustibles sintéticos, junto con las ventajas de los combustibles renovables para, así, dilucidar si es posible competir y generar un producto de valor competente en el mercado. Es por esto por lo que, se necesitan analizar estrategias que permitan reducir los costos de producción de estos combustibles, y así, hacerlos más competitivos. Para esto, se necesita hacer un análisis técnico económico de la producción del combustibles sintético Dimetileter, optimizando su producción, a partir de captura de  $\text{CO}_2$  y la utilización de  $\text{O}_2$  (mejorando la combustión de la central térmica a gas natural, generando más  $\text{CO}_2$  y así, ser capaces de capturar más) y  $\text{H}_2$ , para deshidratar el metanol producido, convirtiéndolo en Dimetileter. De esta manera, se podrá evaluar si con estas tecnologías y optimización, el Dimetileter es competitivo con el GLP, siendo capaz de reemplazarlo (combustible fósil con características similares al Dimetileter).

Ahora bien, el cambio hacia un horizonte con combustibles más verdes está cada vez más cerca, según Bloomberg New Energy Finance (compañía financiera de inversiones a nivel mundial), se presentó un informe en donde se destacan datos esenciales con cambios en la matriz energética a nivel global, tales como una disminución en el coste de la tecnología fotovoltaica impulsando un aumento de \$3.7 Trillones de inversiones en el mundo dedicadas a energía solar, de distintas escalas. Además de ello, los sistemas fotovoltaicos permitirán a los consumidores y empresas a generar su propia electricidad, almacenándolo en baterías, cercanos a \$2,2 Trillones de inversiones.

Desde 2004, las inversiones en energías renovables a nivel global han aumentado de \$43 billones de USD a \$270 billones de USD en 2014 y generan, 7,7 millones de puestos de trabajo actualmente. Cabe recalcar que, para 2040, las energías renovables representarán el 60% de la producción a nivel mundial (Segui, 2023).

Dicho lo anterior, se denota un fuerte cambio en la matriz energética a nivel global, hacia un mundo más ecofriendly guiado por matrices energéticas verdes. Dentro de los distintos combustibles se estudiará el DME (dimetileter) debido a sus ventajas (es uno de los combustibles renovables con mayor eficiencia energética, cercanas al 30%, y emisiones GEI muy bajas) y similitudes respecto al GLP, tales como baja presión de saturación de vapor y



alto poder calorífico, además de condensado, a  $-25^{\circ}\text{C}$  a presión atmosférica u 5 a 6 bar a temperatura ambiente, se logra de esta forma mantener las mismas maquinarias habituales utilizadas en estos combustibles, reduciendo el costo económico del traspaso de la producción de un combustible a otro (Perez et al., 2018). De esta forma, se analizará la factibilidad técnica económica del DME para utilizarse junto al GLP mezclándolo como aditivo y reducir las emisiones, o como posible suplente, siendo capaz de no solo proporcionar una menor huella de carbono, sino que optimizar su proceso para reducir costos de producción y vislumbrar si es económica y técnicamente viable su utilización como suplemento al combustible fósil GLP o sustituto, reduciendo sus costos de producción gracias a una optimización. Se estima que cerca del 25% del DME se usa para el GLP (Gasogenio, 2023).

## 2. Contexto

Para brindar mayor contexto al estudio en específico del DME (dimetileter), se debe dar a conocer ciertas características claves del gas natural en específico, para eventualmente dilucidar el cómo a partir de una central térmica de gas natural, es posible producir DME y, compararlo fisicoquímicamente al GLP (Gas licuado del petróleo) y, a través de sus desventajas, dilucidar si es posible reemplazar este combustible o complementarlo por el DME brindando económicamente un combustible de valor en el mercado a través de sus ventajas.

Dentro de los combustibles fósiles, se encuentra el gas natural, siendo una mezcla de hidrocarburos gaseosos, que se encuentra en yacimientos fósiles, no asociado, disuelto o asociado al petróleo o al carbón. Alrededor del 90% de este compuesto es metano, mientras que el resto, forman parte el  $\text{CO}_2$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$  entre otros.

Por otro lado, el GLP, ofrece ventajas como combustible fósil tales como una mejora en la calidad ambiental del aire, en especial las zonas urbanas, reduciendo un 68% las emisiones  $\text{NO}_x$  y el 15% del  $\text{CO}_2$  en comparación a la gasolina. También cabe recalcar que, el GLP como combustible fósil, es más barato en comparación a la gasolina o Diesel, ahorrando entre 40-45% de combustible (Citroën, 2023).



Ahora bien, como desventajas como combustible, el costo es menor respecto a otros combustibles, tales como Diesel o gasolina, pero su consumo es mayor (ENAP, 2023). Además de ello, los vehículos que utilicen GLP no se pueden adaptar a cualquier motor, y la instalación de tanques de almacenamiento de GLP provocan la pérdida de espacio en los vehículos, junto con una baja cantidad de gasolineras de GLP para recargar combustible (Citroën, 2023; Dincorsa, 2017).

Finalmente, el DME (dimetileter,  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$ ) es un éter de alquilo simple, incoloro, no corrosivo ni tóxico para la salud humana. Las ventajas del DME, es que, tiene un alto contenido de oxígeno (34,8% de la masa) y una baja temperatura de autoignición (623K), permitiendo así, la minimización de la generación de hollín y THC (hidrocarburos quemados) cuando este, se incinera (Perancho Janer, 2007). Además de ello, posee un alto poder calorífico junto con ser uno de los combustibles renovables con mayor eficiencia energética, cerca del 30%, y emisiones GEI muy bajas a partir de fuentes renovables como la madera, y de los que menos contaminan si se obtiene del gas natural como combustible fósil (Perez et al., 2018).

Las principales desventajas de este combustible es que, se debe inyectar casi el doble de volumen para obtener la misma potencia de salida, debido a su baja densidad en comparación al Diesel. Finalmente se tiene que el DME al poseer baja viscosidad y lubricidad, provoca un mayor desgaste en el sistema de inyección, provocando fugas en el combustible (Perancho Janer, 2007).

Dado que para 2040 las energías renovables representarán el 60% de la producción a nivel mundial (Segui, 2023), es necesario optar por un desarrollo renovable partiendo, por el reemplazo de combustibles fósiles a, en este caso, sintéticos. Dicho lo cual tener como opción la utilización de DME como nueva fuente energética, es competente e interesante de llevar a cabo en la actualidad.

Habiendo vislumbrado las ventajas y desventajas de los combustibles antes mencionados, es necesario entender el cómo es posible producir DME.

Primeramente, a través de un proceso de electrólisis, se separa el  $\text{H}_2\text{O}$  en  $\text{H}_2$  y  $\text{O}_2$ , siendo de esta manera el  $\text{O}_2$  alimentado a una central térmica a gas natural, en cuyo proceso radica la



combustión. Se procede a capturar el  $\text{CO}_2$  dentro de los gases de combustión, produciendo la energía necesaria para el funcionamiento de la turbina de gas y generar energía a través de un ciclo convencional de vapor, recuperar el calor en una caldera de recuperación, logrando el flujo necesario para alimentar la turbina de vapor y producir la energía necesaria para alimentar a la planta de electrólisis.

Dicho lo anterior, se procede a utilizar el  $\text{H}_2$  de este proceso, junto con el  $\text{CO}_2$  de la captura de  $\text{CO}_2$  antes mencionada, provocando la síntesis de metanol. Finalmente se logra deshidratar este producto produciendo Dimetileter (Endesa fundación, 2023; Perez et al., 2018; Rojas & Herrera, 2014).

Cabe recalcar que, el proceso de producción de Dimetileter, puede ser competente económicamente debido a la optimización del proceso de combustión de la central térmica a gas natural, gracias a la eficiencia que proporcionaría suplantar el aire por  $\text{O}_2$ . Al suplantar el  $\text{O}_2$  por aire, permitirá alcanzar las altas temperaturas de operación de la cámara de combustión de una central térmica de ciclo combinado a gas natural, permitiendo una combustión completa y reduciendo al mismo tiempo, la producción de  $\text{NO}_x$ . Además de ello, se podría aumentar la concentración de  $\text{CO}_2$  obtenido, aumentando de esta manera, su captura.

Dado que este nuevo planteamiento es relativamente nuevo, es posible relacionarla con beneficios positivos con procesos similares, tal como utilizando la tecnología de combustión mejorada con oxígeno de Linde, a través de chorros de oxígeno usados para establecer una recirculación interna de gas combustible, controlando el patrón y la longitud de la llama, mejorando así, su estabilización. De esta manera, la llama del calefactor se diluye, reduciendo su temperatura y así, las emisiones  $\text{NO}_x$  hasta un 50%. Finalmente, al reemplazar el Nitrógeno con aire con oxígeno, el consumo de combustible puede reducirse en un 30% (Linde MX, 2023).

A pesar de los beneficios que proporciona el reemplazo del aire por  $\text{O}_2$ , cabe recalcar que, puede arrojar problemas serios a la turbina de gas, tal como el aumento de temperatura acrecentando el desgaste del material provocando problemas serios de seguridad y de continuidad en el proceso. Es por ello, que se deben conocer el material y el tipo de turbina



a utilizar, vislumbrando si es posible el reemplazo completo o un aumento considerable del uso de  $O_2$  en vez de aire, además de proporcionar el  $O_2$  por electrólisis, siendo una vía renovable.

Ahora bien, ya teniendo opción de optimizar el proceso de Dimetileter debido a un aire enriquecido de  $O_2$  o su completo reemplazo, es debido mencionar que, la planta de electrólisis no solo producirá el  $O_2$  para optimizar esta planta térmica a gas natural, sino, además, producirá  $H_2$ , para que este reaccione con la captura de  $CO_2$  formando el gas de síntesis necesario, para la formación de metanol. Es por estos motivos que se debe tener en cuenta cuanta capacidad energética debe poseer una central térmica a gas natural, para precisar cuánto flujo de hidrógeno y eventualmente oxígeno se debe producir para poder decidir, a través de un análisis de segmento de mercado y demanda potencial del GLP (combustible a reemplazar y competir para, producir Dimetileter), la producción de DME.

Finalmente, se debe entender que otra variable fundamental para optimizar la producción de Dimetileter, es la captura de  $CO_2$  reaccionante con el aire enriquecido. Dicho proceso consiste en captura de  $CO_2$  desde una torre de absorción y desorción, a través de un proceso de absorción química a través de un absorbente, los cuales son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), amoniaco y carbonato de potasio caliente. Este proceso es adecuado dado que, se utiliza regularmente en procesamientos de gas natural o metano, con gases a altas presiones y bajas temperaturas, además del bajo costo económico (Giz & INODÚ Chile, 2021; Moreno et al., 2021).

### 3. Solución

Es posible producir Dimetileter permitiendo que este combustible sintético sea viable, a través de múltiples tecnologías, permitiendo una mayor eficiencia productiva en su proceso, permitiendo la rentabilidad económica de este producto de valor en el mercado.

Esta producción es llevada a cabo en una central térmica a gas natural de ciclo combinado en Mejillones, a través de la síntesis de metanol (método indirecto) y su posterior deshidratación, mediante equipos de destilación para su purificación. También es posible la producción de DME a través del método directo, siendo este más complicado, permitiendo a partir del gas de síntesis, la producción directa del DME.



En ambos casos, es necesario el uso de tecnologías capaces de mejorar la eficiencia de la producción del gas de síntesis ( $\text{CO}_2 + \text{H}_2$ ), siendo estas el proceso de electrolisis para el reemplazo del aire por  $\text{O}_2$ , junto con la captura de  $\text{CO}_2$  a través de absorción química por Aminas, siendo económicamente rentable a nivel industrial debido a los grandes flujos procesados.

Dicho lo anterior, es necesario visualizar no solo el aspecto técnico, sino además el aspecto económico, para dilucidar si es posible que el DME pueda competir económicamente con el GLP, a través de la incorporación de las tecnologías antes mencionadas, permitiendo su viabilidad técnico-económica.

## 4. Oportunidad

Dado los problemas medioambientales que el mundo está sufriendo debido al cambio climático producido por el uso de combustibles fósiles, junto con el desarrollo político para enfrentar dicho problema (anteproyecto PEN y ley 21.455, cero emisiones y descarbonización del país) y lograr, un aumento más que significativo en la transición gradual de los combustibles fósiles a combustibles con menos impacto medioambiental, es necesario aprovechar el desarrollo de tecnologías para obtener alternativas viables técnico-económicas en el reemplazo de combustibles energéticos y la transición de matriz energética inminente debido a los cambios políticos y relevancia a nivel global (InvestChile, 2021; Ministerio del Medio Ambiente, 2022). Además de ello, se busca la oportunidad de reducir las emisiones de  $\text{CO}_2$  en centrales térmicas a gas natural, siendo participes del 16% de la generación SEN a nivel nacional, principalmente en la zona norte-centro del país (INODÚ Chile, 2018).

Dicho lo anterior, se buscan alternativas capaces de suplantar la utilidad del GLP o complementarlas por, por ejemplo, dimetileter, a través de la utilización de una planta de electrolisis capaz de generar el hidrógeno a utilizar en la formación de dimetileter y, la producción de oxígeno junto con la utilización del  $\text{O}_2$  como reemplazo de aire en la cámara de combustión. Esto proporcionaría mayor eficiencia y reducción de exceso de aire necesario, permitiendo una mejor combustión aplicándolo en una central térmica a gas natural en mejillones, proporcionando un aumento de concentración y captura de  $\text{CO}_2$ , permitiendo producir DME eficientemente.



Esto permitirá que, se pueda mejorar la producción de Dimetileter y vislumbrar si es competente económicamente con el GLP reduciendo costos económicos además de sus ventajas ambientales (es uno de los combustibles renovables con mayor eficiencia energética, cerca del 30%, y emisiones GEI muy bajas a partir de fuentes renovables como la madera, y de los que menos contaminan si se obtiene del gas natural como combustible fósil)(Linde MX, 2023; Perez et al., 2018).

## 5. Objetivos proyecto

### 5.1 Objetivo General

- Evaluar la factibilidad técnica y económica para la producción de DME en una central térmica a gas natural en Mejillones para competir con el GLP a través de la integración de tecnologías de electrólisis y captura de CO<sub>2</sub>.

### 5.2 Objetivos específicos

- Definir el Mercado de DME
- Definir la mejor tecnología para; Producir Dimetileter, captura de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión de la central térmica, electrólisis del agua y valoración del O<sub>2</sub>.
- Analizar los costos e inversiones esperadas del proyecto.
- Evaluar si el Dimetileter es competitivo económicamente con el GLP.

## 6. Antecedentes y teoría

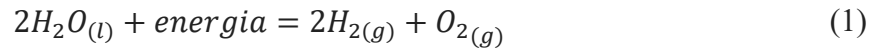
Para resolver la problemática propuesta, se deben entender distintos conceptos y procesos dentro de una central térmica a gas natural. Entre ellos se encuentra el cómo funciona una central térmica a gas natural de ciclo combinado y, agregar los conceptos necesarios para la fabricación del combustible sintético, Dimetileter, entre ellos la adaptación de la planta agregando captura de CO<sub>2</sub> y un proceso de electrólisis para la obtención de O<sub>2</sub> y así, aumentar la eficiencia en su uso en la cámara de combustión.

Dicho lo anterior, primeramente, se definirán las distintas tecnologías en el uso de la *electrólisis*, siendo estas:



## 6.1 Electrólisis

El proceso de electrólisis consiste en descomponer  $H_2O$  en  $H_2$  y  $O_2$  puro, mediante la aplicación de un potencial eléctrico en un dispositivo llamado electrolizador. La ecuación básica del proceso de electrólisis es la siguiente:



Es un proceso en que consiste en hacer reaccionar sus iones en electrodos polarizados, utilizando corriente continua, obteniendo así, en la zona catódica  $H_2$  y en la zona anódica el  $O_2$  en estado gaseoso. Para su funcionamiento y requerimiento de producir  $H_2$  verde, se utilizan suministros de energías renovables, tales como la solar fotovoltaica, eólica, entre otras.

Este proceso, tiene lugar en un electrolizador, siendo un dispositivo de una serie de celdas con electrodos positivos y negativos, sumergidos en agua. La cantidad de hidrógeno dependerá de la densidad de corriente. Los electrolizadores tienen un alto rendimiento, siendo estos entre 65% y 80% de la energía suministrada, convertida en hidrógeno (Brey, 2023).

Dentro de la electrólisis, hay distintos tipos de electrolizadores y, por lo tanto, distintos tipos de electrólisis, adecuándose y teniendo ventajas para distintas circunstancias, siendo estas la electrólisis alcalina (AEL), electrólisis polimérica (PEM), electrólisis aniónica (AEM) y electrólisis de óxido sólido (SOEL) (Brey, 2023).

### 6.1.1 Electrólisis alcalina

La *electrólisis alcalina (AEL)* es una de las 2 principales más importantes dentro de la industria, junto a la PEM. Este tipo de electrólisis es la más madura actualmente, y debido a su desarrollo es la más económica, poseyendo una eficiencia entre 62 y 82%, siendo mayor cuanto más grande sea el electrolizador. Se tienen ánodos y cátodos normalmente de níquel, junto con un separador impermeable (diafragma) entre ambos electrodos. Se opera en un medio alcalino (electrolito KOH) con una disolución del 30% de concentración.

El objetivo de esta electrólisis es desplazar la reacción del ánodo hacia la formación de  $O_2$ , mientras que en el cátodo se forman las burbujas de hidrógeno y en el ánodo de  $O_2$ , separándolas en sus respectivas cámaras.



Tiene 3 tipos de configuraciones, siendo esta la inmersión por electrodos (a grandes escalas, es inviable, debido a que cuando se aplican grandes densidades de corriente, el flujo de burbujas aumenta, cubriendo parte importante del electrodo), electrodos porosos (al ser porosos permite alcanzar la configuración “zero gap”, haciendo mínima la resistencia de disolución) y la configuración con redes de níquel y capa de difusión de acero inoxidable con conductos para el gas, para purgar el electrolito que se pueda filtrar.

La electrólisis alcalina puede ser a bajas presiones (se tienen mayores impurezas, con pureza de hidrógeno del 99%, pero son las más económicas, siendo las placas de celda de acero inoxidable) y a altas presiones (hasta 50 bar), pero con mayor eficiencia. Cabe recalcar que, se está trabajando para reducir su coste de inversión (una planta de 5MW para pasar de 830 a 600 €/kw en 2025). Finalmente, se trabajan con condiciones de operación de temperatura de 60°C a 80°C y usualmente a presión atmosférica (PANIAGUA FUENTES, 2021).

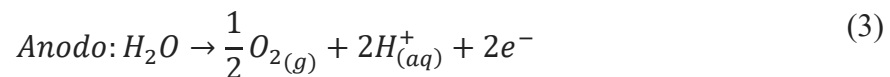
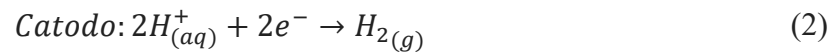
Las desventajas de esta tecnología es que, a pesar de poseer un CAPEX menos costoso que la electrólisis PEM, tiene una respuesta más lenta y menos dinámica a los cambios de carga eléctrica (por lo que, si se utiliza energía renovable intermitente, tal como la solar o eólica, producirá deficiencias en la producción, debido a esta respuesta más lenta), junto con un régimen de carga del 10-15% (Brey, 2023; PANIAGUA FUENTES, 2021).

#### 6.1.2 Electrólisis polimérica (PEM)

La *electrólisis polimérica (PEM)* utiliza una membrana polimérica que permite el paso únicamente de los iones hidrógeno. Esta membrana es de polímero fluorado y sulfonado, mientras que los electrodos son de catalizadores (platino usualmente). Se tienen, además, capas de difusión de gases (GDL), proporcionando a los gases un camino hacia los canales de flujo, transmitir calor y resistencia mecánica a las membranas. Estos polímeros que forman la membrana permiten transportar las cargas eléctricas y separan los productos formados en cada electrodo. Se utilizan como catalizador, metales de transición raros (estos son más caros, tales como el platino) para tratar las condiciones ácidas de la membrana. Cabe recalcar que, este proceso requiere agua desionizada, por lo que aumenta el CAPEX del sistema. Esto se debe principalmente dado que los metales, tienden a penetrar la membrana (Brey, 2023).



El funcionamiento de esta electrólisis radica en que el agua líquida se consume en el ánodo formando oxígeno, mientras que el protón formado queda rodeado de moléculas de agua (solvatado) y se transfiere hacia la membrana. Una vez que este cátodo cesa la solvatación, se forma el hidrógeno a partir de las siguientes reacciones:



Las desventajas de esta tecnología, es que al ser una tecnología menos desarrollada que la alcalina, posee menos vida útil y se han aplicado a casos con escalas menores de producción. Ahora bien, para 2025, las labores de desarrollo se centran en reducir los costos CAPEX de 1300 a 900 €/kw y aumentar su vida útil de 40.000 a 50.000 h, para 2025 (Brey, 2023).

Ahora bien, como ventajas, es que posee velocidades de respuesta mucho más rápidas y ágiles que las alcalinas, además de poder trabajar en cualquier régimen de carga (0 a 100%), junto con obtener corrientes de hidrógeno a alta presión (30-60 bar). Finalmente, se tiene un menor uso de espacio físico debido a celdas de menor tamaño y más compactas, al igual que tener una integración mecánica más simple (Brey, 2023). Finalmente, posee mayor eficiencia en comparación a la electrólisis alcalina, con un 60-75% en comparación al 50-70% respectivamente, según la agencia alemana GIZ (Deza, 2022).

### 6.1.3 Electrólisis aniónica (AEM)

La *electrólisis aniónica (AEM)* actualmente está en desarrollo y combina los principios de la AEL y la PEM, aprovechando las ventajas de ambas. Al estar aún en desarrollo, no llega al nivel industrial de las 2 antes mencionadas.

Este tipo de electrólisis radica principalmente en el uso de una membrana aniónica, a diferencia de la electrólisis PEM, siendo los iones hidroxilo los que difunden a través del sistema AEM, hacia el ánodo. Es similar a la electrólisis alcalina, pero en vez de usar un electrolito líquido, utiliza una membrana aniónica, siendo más compacta que la alcalina y evitando el efecto burbuja (aumenta el flujo de burbujas al aumentar la densidad de corriente, cubriendo gran parte del electrodo) (Brey, 2023).



Al contrario de la electrólisis alcalina, no se requiere una concentración tan elevada de KOH, siendo actualmente desarrollada con una disolución de 1% de  $K_2CO_3$ .

#### 6.1.4 Electrólisis SOEC

Finalmente se encuentra la *electrólisis de óxido sólido (SOEC)*, la cual se encuentra aún en desarrollo, sin embargo, este tipo de electrólisis su principal característica es que, opera a rangos de temperatura de 800-1000°C, provocando mayores eficiencias y un consumo eléctrico menor, debido a la integración térmica. La alimentación de agua es a través de vapor sobrecalentado, provocando su reducción con el contacto con el cátodo, originando  $H_2$  como gas y aniones de  $O_2$ . Los óxidos sólidos (zirconia  $ZrO_2$ ), tienen buena conductividad iónica y cumplen la función de electrolitos, siendo los separadores en la celda, y como conductores de iones. Una de las ventajas de esta tecnología es que, al trabajar a altas temperaturas, no se requiere el uso de catalizadores, permitiendo el uso de electrodos que no sean de platino, además de que, el agua no requiere una gran pureza (Brey, 2023).

Ahora bien, ya habiendo definido las tecnologías viables y existentes para el proceso de electrólisis, es de importancia visualizar cómo funciona y las partes más importantes de una central térmica a gas natural, por lo que, primeramente, se especificará en que consiste una central de ciclo combinado y cuál es la ventaja respecto a las que no lo son.

#### 6.2 Central ciclo combinado

Una central de ciclo combinado es un sistema que abarca 2 ciclos termodinámicos, siendo estos individuales, pero, al combinarse, el rendimiento del ciclo es mayor en conjunto. Estos dos procesos son el ciclo de Brayton (altas temperaturas) y el ciclo de Rankine (bajas y medias temperaturas). Estas centrales transforman la energía térmica del gas natural en electricidad mediante el trabajo de una turbina a gas y a vapor, siendo de esta forma más flexibles que las convencionales. Pueden operar a plena carga o parcial, hasta un mínimo del 45% de la potencia máxima. Son más eficientes (permiten aprovechar los gases de salida de la turbina de gas, en un ciclo Rankine a través de una turbina a vapor, produciendo más energía) alcanzando valores superiores al 60% en comparación a las convencionales, además de ser menos contaminantes, ya que al utilizar gas natural, le ahorran al ambiente un 100%



de emisiones de  $\text{SO}_2$ , 80% de  $\text{NO}_x$  y 50% de  $\text{CO}_2$  en comparación a ciclos convencionales de combustibles fósiles (Endesa fundación, 2023; Iberdrola Mexico, 2020).

El ciclo del gas radica principalmente en una etapa de compresión previo a la cámara de combustión, una cámara de combustión y una turbina post combustión, en la cual se dirigen los gases de escape.

### 6.2.1 Etapa compresión

En la *etapa de compresión*, se debe operar a 15 y 25 bar tomando aire del ambiente, pasando por diferentes filtros para eliminar partículas en suspensión. Todo este proceso debe regirse lo más isoentrópicamente posible (se debe hacer eso ya que se espera llegar a la perfección de la eficiencia, reduciendo así, el trabajo de compresión, si la entropía aumenta, aumenta el trabajo reduciendo la eficiencia del ciclo en general), alcanzando un rendimiento del 89% y 91% para compresores de hartas etapas (Delgado, 2015).

### 6.2.2 Zona combustión

El aire caliente pasa a la zona de combustión, específicamente a la cámara de combustión, obteniendo gases de escape alcanzando temperaturas de 1000 °C. Posteriormente, pasan a una turbina transmitiendo su potencia al compresor y el resto es la potencia neta del ciclo. Los rendimientos de la turbina son mayores que los de los compresores, obteniendo valores de 91 y 93% (Delgado, 2015).

Estos gases de combustión pasan a una turbina, a temperaturas de 1200 a 1400 °C y presiones de 10 a 30 bar, saliendo a 400 a 600 °C, generando el vapor necesario para la caldera de recuperación (Moreno Sanz, 2019).

### 6.2.3 Caldera de recuperación (HRSG)

Ahora bien, la caldera de recuperación (HRSG) permite unir ambos ciclos, dando lugar al ciclo combinado Gas-Vapor. Después de que los gases de escape atraviesen la turbina (600 °C), se aprovecha esta elevada temperatura para calentar el agua hasta convertirla en vapor y obtener así, la potencia de vapor mediante una turbina. De esta forma, la caldera de recuperación transfiere la energía de los gases de escape al agua en el ciclo del vapor.

Cabe recalcar que, la caldera de recuperación HRSG opera a temperaturas de 400°C y presiones bajas de presión (205 psig o 13 bar) (Villegas Montes, 2006).



#### 6.2.4 Ciclo de vapor simple, turbina de vapor

El ciclo de vapor radica principalmente en un ciclo de Rankine, siendo que, el vapor en condiciones de saturación se expande en la turbina de la forma más isoentrópicamente posible, hasta la presión del condensador, encargado de enfriar el flujo hasta condensarlo.

El líquido es condensado hasta la presión de condensación obteniendo así todo el agua, permitiendo a su vez, su traslado a través de una bomba encargada de elevar la presión del fluido hasta la presión de entrada de la turbina. Ahora bien, si la diferencia de presiones entre entrada y salida es muy amplia, se requerirán varias bombas.

Finalmente, el agua pasa por la caldera donde se evapora alcanzando la temperatura de trabajo, siendo idealmente isobárico (Delgado, 2015).

Dicho lo anterior, ya habiendo entendido la importancia de la zona de combustión, y el funcionamiento de una central térmica ciclo combinado de gas-vapor, es necesario entender cuanto es el % de exceso de aire se le ingresa a esta cámara de combustión, junto con el entendimiento del cómo funciona una cámara de combustión, además de los distintos parámetros a estudiar y variables a considerar, y la importancia del reemplazo del  $O_2$  por aire en dicho proceso.

### 6.3 Cámara de combustión y utilización de $O_2$ en vez de aire

#### 6.3.1 Cámara de combustión

En la *cámara de combustión* debido a las altas temperaturas que pueden alcanzarse y para no reducir la vida útil de los componentes de la cámara, se trabaja con un exceso de aire del 300% al 400%, consiguiendo reducir la temperatura de la llama y refrigerar, las partes más calientes de la cámara (Duque Coronel, 2016).

Cabe mencionar que, en las turbinas de gas, en una *cámara de combustión*, la masa teóricamente necesaria para la combustión de 1 kg de combustible se determina a partir de las reacciones estequiométricas de la combustión. La cantidad real de aire es mayor que la teórica, definiéndose un coeficiente de exceso de aire “a”, siendo una relación entre la cantidad real de aire y la estequiométrica teórica (Kimerius Aircraft, 2023).

Para que la combustión se concrete adecuadamente, se debe realizar con rapidez, siendo que la velocidad de propagación de la llama sea del mismo orden que la velocidad de la corriente,



y, la temperatura junto con la velocidad de propagación depende del exceso de aire, obteniendo el valor máximo de coeficiente de exceso de aire “a” =1.

El proceso de inyección de aire se realiza de forma paulatina, debido a la gran diferencia de orden global entre la real y la teórica estequiométrica (orden global 60/1 y la estequiométrica 15/1 en relación aire-combustible), separándose en 3 fases, tales como aire primario, secundario y terciario.

El aire primario consiste en aproximadamente al 15-20% del aire total, introduciéndose alrededor del chorro de combustible, formando una mezcla aire-temperatura a temperatura elevada, para combustión rápida.

El aire secundario es aproximadamente el 30% del aire total, llevados a través de orificios en el tubo de la llama. Esto se realiza para que sea elevado el rendimiento, aplicándose en los puntos necesarios para evitar que la llama se enfríe, evitando una drástica disminución en la velocidad de combustión local.

Finalmente, el aire terciario es equivalente al 50-55%, mezclándose en la zona de dilución, intentando reducir la temperatura hasta la requerida en la entrada de la turbina (Kimerius Aircraft, 2023).

Cabe mencionar que, las cámaras de combustión, en específico las turbinas de gas funcionan con un elevado exceso de aire para que estos productos de combustión al incidir en los alabes no sean excesivos y no se produzcan problemas de corrosión o fatiga.

### 6.3.2 O<sub>2</sub> en vez de aire

Ahora bien, dado que se utilizará oxígeno en vez de aire para la cámara de combustión, el gasto operacional radicará menos en la producción de oxígeno gracias a la electrólisis, y más en los ventiladores y sopladores necesarios para capturar e inyectar el aire secundario, siendo mayor su flujo másico (ton/h) en comparación al oxígeno producido y requerido por el proceso de electrólisis.

La producción de NO<sub>x</sub> se genera cuando la combustión es a altas temperaturas (combustión) utilizando el N<sub>2</sub> en el combustible, junto con el O<sub>2</sub> del aire, formando el NO. Después de un tiempo este componente se oxida combinándose con el O<sub>2</sub>, generando el NO<sub>2</sub>, siendo peligrosos para la salud humana y dan paso a un daño ambiental.



Por otro lado, al generarse combustión incompleta, se forman grandes cantidades de CO junto con  $C_xH_y$  (hidrocarburos inquemados), debido a una falta de oxígeno o un nivel de exceso de aire bajo.

Es por ello por lo que, el exceso de aire ayuda estequiométricamente a la formación de  $CO_2$  permitiendo así una combustión completa, pero a su vez, aumenta la formación de NOx térmicos. Ahora bien, estos NOx se pueden evitar y reducir, al reemplazar el aire por oxígeno, evitando así la utilización de  $N_2$  contenido en el aire (Testo, 2018).

Por este motivo, al aumentar la producción de oxígeno por parte del proceso de electrólisis, se disminuye el NOx generado (dado que, se requiere menos aire secundario capturado por los ventiladores), provocando una mejor combustión (combustión completa) alcanzando mayores temperaturas de operación manteniendo el balance de energía coherente en la cámara de combustión. Esto se debe al aumento de temperatura que provoca el exceso de oxígeno, permitiendo una combustión más eficiente y completa. Además de lo antes mencionado, se denota que, al reducir las emisiones de  $N_2$  por el reemplazo del aire por oxígeno, es posible aumentar de esta forma la concentración de  $CO_2$  emitido, permitiendo así una mayor recuperación y, por lo tanto, una mayor producción de DME (al aumentar el  $CO_2$  capturado, y brindando el  $H_2$  por parte de la electrólisis, es posible producir más gas de síntesis y posteriormente, metanol para la formación de DME).

Ya habiendo definido las ventajas de la utilización de oxígeno en vez de aire en la zona de combustión, y entender más en profundidad cómo funciona este proceso de combustión, es necesario entender que se hace con el  $CO_2$  en esta zona y capturarlo, y que procesos vienen después de ello, para la formación de Dimetileter.

#### 6.4 Captura de $CO_2$

El  $CH_4$  es un recurso fósil y, dentro de los gases de combustión a la salida en plantas de generación de energía, estos poseen cerca del 4% y 14% volumen de  $CO_2$ . Es por esto que es importante separar el  $CO_2$  de los flujos de salida de la zona de combustión, y eventualmente capturarlos para la formación del metanol (necesaria para la producción de Dimetileter), dado que no solo se necesitan como flujo para el proceso, sino además, reduce la dificultad de recuperación de inversión, dado que, es más fácil transportar y almacenar (cuando se separa

de los gases de salida), reduciendo costes y dificultades técnicas, al igual que el tiempo de utilización de cada depósito (Celaya Romeo, 2007).

Se tiene que considerar que para poder capturar el  $\text{CO}_2$  este puede ser posterior a la combustión, previo a la combustión o combustión sin  $\text{N}_2$ . Sin embargo, se estudiará solo la captura posterior a la combustión, debido a que, es utilizada en procesos de generación de energía térmica, siendo este diluido con gases inertes como  $\text{N}_2$ , Argón y  $\text{H}_2\text{O}$ , alcanzando altas temperaturas (320-400 k) (Moreno et al., 2021).

Primeramente, en el desarrollo posterior a la combustión dentro de la captura de  $\text{CO}_2$ , existen 3 tipos de procesos distintos, tales como absorción (química, física e híbrida), adsorción (física y química), separación criogénica y membranas. Cabe mencionar que, las más desarrolladas en la industria, son la absorción química y la separación física (absorción/adsorción)

#### 6.4.1 Absorción

La *absorción* se utiliza típicamente en la industria del petróleo, gas natural e industrias químicas en general. Este proceso se basa en la solubilidad y/o gradientes de presiones para absorber el  $\text{CO}_2$  contando con una torre de absorción pasando en continuo la corriente de gas junto con la disolución encargada de absorber el  $\text{CO}_2$  (en contracorriente). Después de ello, se lleva a una unidad de regeneración para regenerar el disolvente, obteniendo una corriente de  $\text{CO}_2$ .

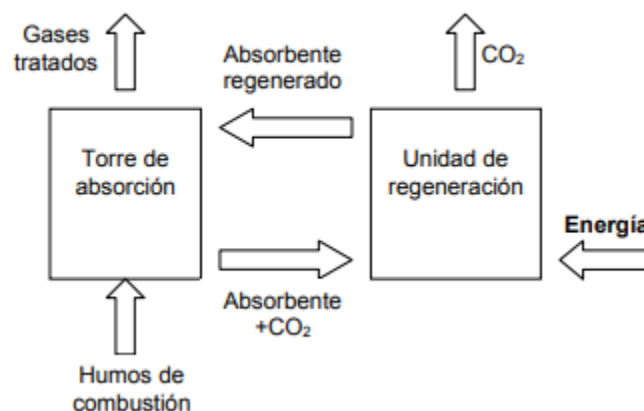


Figura 1 "Esquema captura de  $\text{CO}_2$  mediante absorción (Celaya Romeo, 2007)".



Hay 3 tipos de absorción, tales como la física, química e híbrida, siendo que la *absorción química* se encarga de que el CO<sub>2</sub> reaccione con el disolvente en una columna de absorción, formando un compuesto intermedio débil descomponiéndose en una columna de regeneración (lo cual genera nuevamente el disolvente inicial) y una corriente de CO<sub>2</sub> concentrada. Algunos ejemplos de estos absorbentes son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), amoniaco y carbonato de potasio caliente (Celaya Romeo, 2007).

#### 6.4.1.1. Absorción química

Es un proceso de interacción de un gas rico en CO<sub>2</sub> con un absorbente con afinidad por el CO<sub>2</sub>, uniéndose químicamente con el (absorción), seguido de un proceso de desorción que libera el CO<sub>2</sub> del absorbente. Estos solventes, tales como absorbentes basados en las aminas (el más desarrollado a nivel industrial), proporciona una absorción y desorción a altos niveles de selectividad, casi completa. Las aminas más conocidas (MEA) son de bajo coste de producción y estas soluciones, están compuestas por 20-30% en peso de MEA con una absorbencia del CO<sub>2</sub> del 90%. Se tiene una estimación además de, una captura de 0,8Mt/año de CO<sub>2</sub> en industrias de gran intensidad de emisiones (Moreno et al., 2021).

Cabe recalcar que, este diseño de absorción química por aminas considera el uso de dos columnas (absorción-desorción), siendo que los gases de alimentación se encuentran a 40-60°C, y presiones atmosféricas absorbiendo el 85-90% del CO<sub>2</sub>. Mientras que el gas de escape (1% del volumen de CO<sub>2</sub>), es venteado a la atmosfera por la parte superior, y, el solvente saturado pasa a la torre de desorción a 100-140°C (previamente a un IDC), liberando el CO<sub>2</sub> de la amina, recuperando el vapor perdido por un condensador, devolviéndolo a la torre de desorción. Se utiliza cerca de 0,5-3 kg de MEA por ton de CO<sub>2</sub> capturado (Moreno et al., 2021).

En la figura (2) mostrada a continuación, se denota un esquema estándar de captura por aminas, siendo el siguiente:

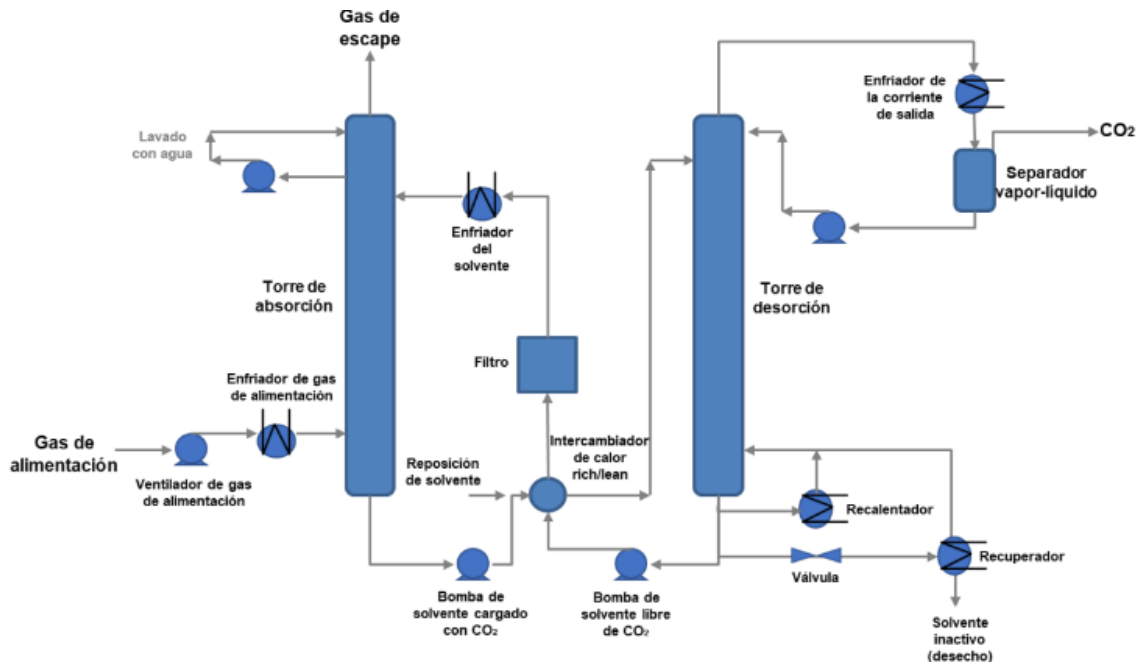


Figura 2 "Esquema estándar de captura de CO<sub>2</sub> por aminas (Moreno et al., 2021)".

Dentro de las principales desventajas de este proceso, es la corrosión a los equipos y degradación del disolvente (esto se genera debido a las sales termoestables que degradan el disolvente, producto de la reacción entre SO<sub>x</sub> y NO<sub>x</sub> y las aminas), al igual que la generación de hollín y cenizas que pueden tapan el absorbedor.

Hay que considerar además que, este método requiere una demanda energética elevada (calor necesario para regenerar el disolvente, vapor para liberar el CO<sub>2</sub> y la electricidad para el bombeo de líquidos, ventilación de gases de combustión y la compresión del producto de CO<sub>2</sub>), denotando en la siguiente tabla, parámetros referenciales

Tabla 1 "Parámetros referenciales de gasto energético por método estándar de amina (Moreno et al., 2021)".

Parámetro	Unidad	Captura total
Concentración de CO <sub>2</sub>	%vol	22
Tasa de captura	%	≥ 85
Absorbente	-	Monoetanolamina (MEA)
Temperatura absorción	k	303-323
Presión torre absorción	MPa	≥ 0,1



Temperatura desorción	k	373-413
Demanda eléctrica captura	kWh/ton CO <sub>2</sub>	140-150
Demanda térmica	kWh/ton CO <sub>2</sub>	720-1220
Presión torre de desorción	MPa	≥ 0,2
Vector energético	-	Vapor de agua saturado a 3 bar y aprox, 133°C
Pureza de salida de CO <sub>2</sub>	%	> 99,9

Finalmente, el costo de este método varía entre 24-130 €/ton de CO<sub>2</sub> capturado, según los requerimientos energéticos, ubicación de planta, suministro de energía y vapor, además de si está integrada a una instalación original o no (Moreno et al., 2021). Cabe considerar que, el valor estimado puede elevarse debido a múltiples factores, tales como inversiones muy elevadas a nivel industria, junto a gastos operacionales importantes, además de las variaciones antes mencionadas.

#### 6.4.1.2. Absorción física

Ahora bien, en *absorción física*, el CO<sub>2</sub> se absorbe en un disolvente de acuerdo con la ley de Henry (también a la interacción de Van der Waals o electrostática) y luego se regenera aplicando calor (o disminuyendo la presión). Ahora bien, esta absorción se aplica cuando la corriente de CO<sub>2</sub> se encuentra a elevadas presiones parciales (de los componentes a eliminar) y baja temperatura, si no, es mejor utilizar absorción química. También cabe considerar que, se tiene que evitar hidrocarburos con más de tres carbonos, o si no, se disuelven. Ejemplo de algunos disolventes son Selexol (polietilenglicol) y Rectisol (metanol).

Hay que considerar que, la absorción física no es recomendable económicamente para corrientes de gases con una concentración de CO<sub>2</sub> inferior a 15% vol (gas natural se encuentra entre 3-10%vol) (Moreno et al., 2021).

#### 6.4.1.3. Absorción híbrida

Finalmente, el híbrido combina las ventajas de la absorción física y química, con una mezcla de ambos disolventes en diferentes proporciones, siendo algunos A-MDEA, Purisol y Sulfinol.



Algunas desventajas de este método es la disminución de eficacia entre 10-12% por el proceso de regeneración de disolvente, limitación de carga, equipos de gran volumen, degradación de disolvente y el poder de corrosión de las disoluciones.

#### 6.4.2. Adsorción química

##### 6.4.2.1. Adsorción química

En el caso de la *adsorción química*, es utilizada en gran parte para bajo caudal y corrientes diluidas, y se desea en general, generar una pequeña caída de presión en el flujo de gas, minimizando la energía requerida para el bombeo y, lograr el máximo contacto entre el adsorbente y la corriente de gas, maximizando la transferencia de materia.

##### 6.4.2.2. Adsorción física

Ahora bien, la *adsorción física*, utiliza una superficie sólida (superficies específicas elevadas) tal como el carbón activado, alúmina, zeolitas o óxidos metálicos. Este proceso se basa en un ciclo de adsorción/desorción, siendo que en adsorción el gas se alimenta a un lecho a baja temperatura (empaquetado), adsorbiendo el CO<sub>2</sub>, dejando pasar el resto de los gases. Ahora bien, cuando este lecho se satura, se alimenta a otro lecho y se regenera el lecho inicial.

Este proceso de regeneración y liberación de CO<sub>2</sub>, se puede realizar por disminución de presión y ciclos relativamente cortos y tiempos de regeneración de segundos (método más utilizado) o, a través de un aumento de temperatura, ciclos de regeneración más largos (horas), pero requiere mayor cantidad de flujo de CO<sub>2</sub> (Celaya Romeo, 2007; Moreno et al., 2021).

Cabe recalcar que, en centrales térmicas a gas natural de ciclo combinado tienen costes de producción muy superiores con esta técnica de captura de CO<sub>2</sub>.

#### 6.4.3. Membranas

Para la captura de CO<sub>2</sub> por *membranas*, esta se basa en dispositivos poliméricos o inorgánicos, con alta selectividad, dejando pasar el CO<sub>2</sub>, actuando como barreras para retener los otros gases contenidos en la corriente de gas.

Este proceso requiere de presión para poder operar, siendo que, en el proceso de combustión estos gases se encuentran regularmente a presión atmosférica o a bajas presiones, por lo que la captura por este método no es factible. Además de ello, esta tecnología de captura requiere



de concentraciones de CO<sub>2</sub> superiores al 10% vol, siendo mayor su rendimiento cuando se tienen mayores concentraciones (Moreno et al., 2021).

Cabe mencionar que, todavía es necesario un mayor desarrollo antes de que las membranas puedan utilizarse a gran escala en plantas energéticas.

#### 6.4.4. Separación criogénica

Finalmente, la *separación criogénica* utiliza bajas temperaturas para separar y purificar el CO<sub>2</sub>. El efluente se enfría por debajo del punto de sublimación del CO<sub>2</sub> (-80°C y -130°C), obteniendo CO<sub>2</sub> sólido. Luego se recalienta bajo presión almacenándolo de forma líquida (150 bar y >99% pureza). Este proceso requiere de un ciclo de refrigeración criogénica y es ideal para altas concentraciones de CO<sub>2</sub>.

Ahora bien, dentro de las desventajas, es que requiere gran cantidad de energía requerida y una etapa previa (eliminación de humedad en mezcla de gas de entrada), debido a la formación de hielo y bloqueo de tuberías, provocando problemas de seguridad. Por lo que requiere de una alta inversión inicial y necesidad de un complejo nuevo, además de que, no es adecuada para procesos post combustión (gas de entrada a altas presiones y altas concentraciones de CO<sub>2</sub>) (Moreno et al., 2021).

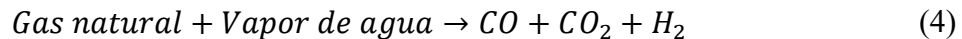
Ya habiendo definido las distintas opciones viables y más utilizadas para la captura de CO<sub>2</sub>, es necesario entender que ocurre para poder formar metanol, deshidratarlo y eventualmente generar Dimetileter, por lo que, primeramente, se debe analizar cómo se forma el metanol y, los distintos métodos para la obtención del DME.

#### 6.5. Formación de metanol

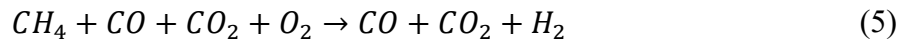
Para la formación de metanol, se encuentran diferentes tipos de procesos, tales como Lurgi (baja presión) o Imperial Chemical Industries (ICI).

Primeramente, el proceso de Lurgi está formada por una etapa de *reforming* (depende del tipo de alimentación), siendo desulfurado si este es alimentado a partir de gas natural antes de ingresar al primer reactor. En este reactor, ocurre la oxidación parcial del gas natural, obteniéndose H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> residual, operando a 780°C y 40 atm.

La reacción en el primer reactor se vislumbra en la siguiente ecuación (4) mostrada a continuación:



Después de ello, el gas de síntesis ingresa a un segundo reactor, alimentado por  $\text{O}_2$  ( $\text{O}_2$  obtenido a partir de aire), produciéndose la reacción a  $950^\circ\text{C}$ , a través de la siguiente reacción (5) mostrada a continuación:



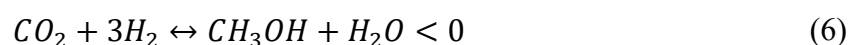
Ahora bien, dado que, en la central térmica a gas natural de Mejillones, se implementarán tecnologías tales como captura de  $\text{CO}_2$  (obtenido previamente por la cámara de combustión y capturado por aminas) junto con el proceso de electrólisis, se logra obtener gas de síntesis ( $\text{CO}_2 + \text{H}_2$ ), permitiendo llegar hasta la etapa de síntesis sin la necesidad del reformado. Es por ello que, se debe tener en consideración, la formación de Metanol a través del proceso de hidrogenación de  $\text{CO}_2$ , permitiendo saltar la etapa del reformado antes mencionado.

Para concluir, se tiene la etapa de destilación, siendo que el metanol en estado gaseoso abandona el reactor para purificarse, pasando por un IDC permitiendo su condensación.

El metanol al contener agua y pequeñas cantidades de subproductos no deseados, se separan en un sistema de destilación de 2 columnas, siendo una unidad de topping y una columna de refinación, eliminando el primero todos los extremos ligeros incluyendo gases disueltos, hidrocarburos ligeros, éteres, esterres y acetonas. Esto sucede, mientras que el segundo separa el metanol del agua, junto con la eliminación de hidrocarburos superiores y alcoholes por una descarga lateral de la columna (Pérez, 2018).

Es por ello por lo que, finalmente el proceso de Lurgi consiste en la síntesis del gas en un proceso de baja presión (70-100 atm), en un reactor Lurgi tubular, donde la temperatura de reacción ocurre entre  $240^\circ\text{C}$  y  $270^\circ\text{C}$ . Este proceso nos sirve de ejemplificación para la producción de MeOH, debido a que las etapas serán similares junto con los equipos involucrados. Ahora bien, la metodología a ocupar es la hidrogenación del  $\text{CO}_2$ , dada la incorporación de las tecnologías de captura de  $\text{CO}_2$ , utilizando el  $\text{CO}_2$  capturado, en vez de un gas de síntesis de CO producto de la etapa de reformado normalmente aplicable.

Esto se lleva a cabo con la siguiente ecuación (6) y (7) y (8), siendo un proceso exotérmico, mostrado a continuación:





Una buena cantidad de calor se transmite al agua de ebullición, obteniendo de 1 a 1,4 kg de vapor por kg de metanol (Velázquez Betancourt, 2011).

Cabe recalcar que, las ecuaciones (6), (7) y (8), dan pie al proceso de hidrogenación para la formación de metanol, siendo (7) la ecuación de shift water reverse, considerándose como reacción secundaria y endotérmica (Manrique Suárez, 2020; Slotboom, 2020).

Además de ello, se tiene que en la hidrogenación de  $CO_2$ , dentro de sus ventajas frente a procesos de *syngas* ( $CO+H_2$ ) convencional, es que, se alcanza menor temperaturas en el reactor, permitiendo un menor gasto operacional en él y en su control, junto con ser reacciones menos exotérmicas, permitiendo facilidades en la disipación del calor.

Esto permite, la facilidad para formar menos vapor de agua en el proceso, permitiendo una mejor conversión. Ahora bien, respecto al catalizador utilizado en la hidrogenación (Cu/ZnO), estos permiten que el Cu active la reacción de mejor forma, a través de la incorporación de más sitios activos y el ZnO permite la reducción de dispersión de Cu, favoreciendo el  $Cu^{+2}$  de reducción. Esto conlleva a que, la formación de las interfaces de Cu-ZnO sea un factor clave para la alta obtención activa de catálisis en la conversión de MeOH (Ademas de que, con la **reacción 8**, se pueda producir MeOH a partir de la reacción secundaria *shift water reverse*, permitiendo una mayor conversión) (Guil-López et al., 2019). Dicho lo anterior, el siguiente diagrama permite dilucidar la estructura y el proceso para poder formar el metanol, previo a la etapa de producción de DME, siendo la siguiente:

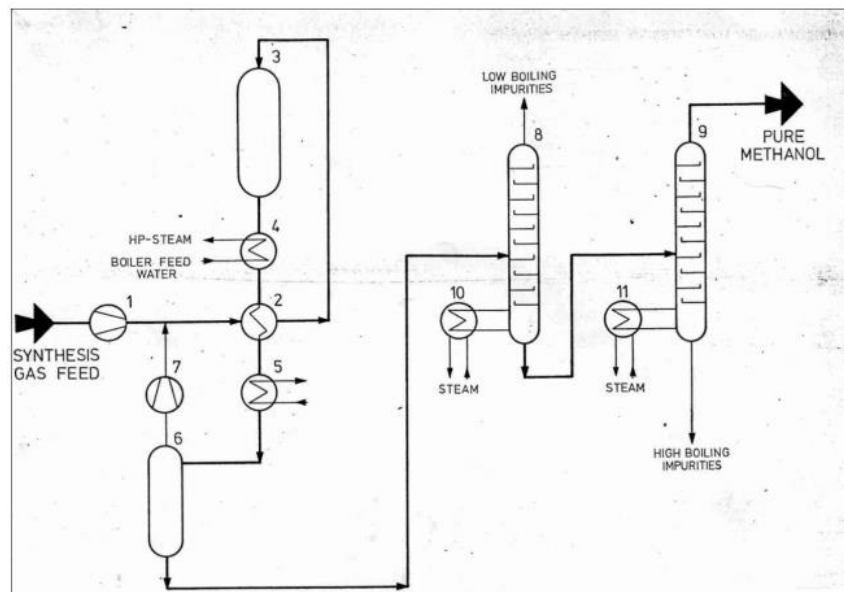


Figura 3 "Proceso para la formación de metanol, proceso Lurgi (Velázquez Betancourt, 2011)".

Dentro del proceso de Lurgi, primero se debe comprimir el gas de síntesis entre 40 a 50 atm, mediante un compresor (1), para después introducirse a un IDC (2), permitiendo a la mezcla de la alimentación, entrar al reactor de Lurgi (3) para formar el metanol en presencia de cobre (que contiene el catalizador) entre 200°C a 300°C. El calor liberado en el proceso se utiliza para la generación de vapor a alta presión (4).

Esta mezcla sale del reactor y se enfría (2), con circulación de gas (5) junto con aire o agua. El metanol crudo pasa a condensarse y se separa (6), siendo recirculado al reactor por el turbo compresor (7).

Finalmente, de corriente (6) se procesa para obtener metanol puro en la unidad de destilación, siendo que en (8), se extrae el dimetil éter, formiato de metilo y otras impurezas, mientras que en (9), se eliminan las impurezas del agua y las de mayor punto de ebullición. Se tienen además *reboilers* (10) y (11), encargados de calentar con vapor a baja presión. Finalmente se almacena el producto dentro de las especificaciones y cuidados requeridos (Velázquez Betancourt, 2011).

Ahora bien, el proceso de *ICI* es similar al proceso de Lurgi, con diferencias en que, en el proceso Lurgi se ocupa un reactor tubular ocupa un reactor de lecho fluidizado. Además de ello, su proceso de purificación se realiza en 2 etapas, en lugar de realizarse solo en 1.

Para entrar en más detalle, como primer paso, se alimenta al proceso con hidrocarburos desulfurados por acción catalítica hacia un reformador tubular. El gas sale entre 800°C y 850°C, antes de pasar a la sección de recuperación de calor, para después enfriarse y comprimirse en un compresor de turbina centrífuga a 50-100 atm.

Finalmente, el gas de síntesis se añade a un loop, con equipos tales como, bombas de circulación, convertidor, IDC, Intercambiador de recuperación de calor, enfriador y separador, para finalmente llegar a un proceso de destilación de dos o tres columnas (Velázquez Betancourt, 2011).

A través de la figura (4) mostrada a continuación, se puede visualizar el proceso ICI para la formación de metanol, siendo:

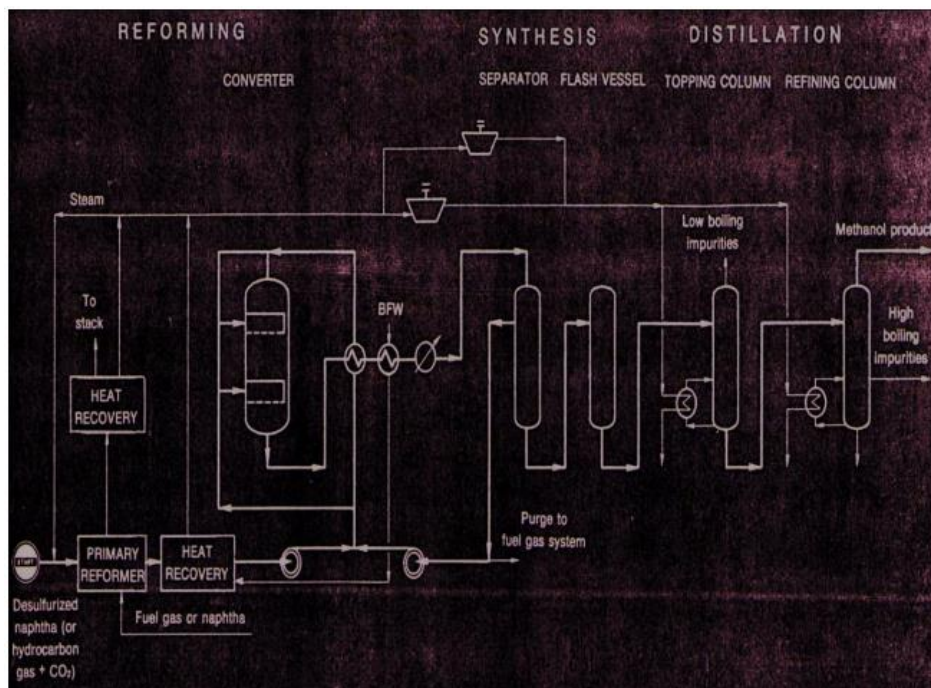


Figura 4"Proceso ICI para producción de metanol (Velázquez Betancourt, 2011)".

### 6.6. Formación de metanol y producción de DME

Se puede producir Dimetileter a través de 2 métodos, el *método indirecto* y el *método directo*, mostrando en el siguiente esquema sus características:

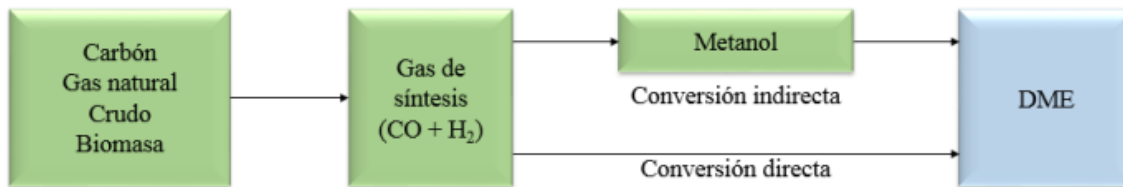


Figura 5 "Métodos para la obtención de DME (Sánchez, 2018)".

Siendo en el método indirecto, la obtención a partir del gas de síntesis, para obtener metanol y eventualmente deshidratarlo, obteniendo DME y su pronta purificación. En cambio, el método directo forma el DME directamente a partir del gas de síntesis.

El *gas de síntesis* ( $3H_2+CO$ ) es una mezcla entre hidrógeno y monóxido de carbono, y de vez en cuando, contiene dióxido de carbono, obteniendo las siguientes reacciones:



Son reacciones endotérmicas y se llevan a cabo en un horno reformador primario a  $800^\circ C$  y 35 bar, siendo este, un reactor multitubular con catalizador de níquel. Además de ello, se requiere un proceso de desulfuración para evitar envenenamiento del catalizador (Sánchez, 2018).

#### 6.6.2. Método indirecto

El *método indirecto* es el método más común para la producción de DME, se realiza en un reactor catalítico para su posterior purificación del DME, recirculando el reactivo no convertido. Cabe recalcar que, se realiza mediante la deshidratación del metanol mediante un catalizador ácido ( $\gamma-Al_2O_3$  y zeolita HZSM5, o  $ZnO$  o  $Cr_2O_3$ ), generando que el alcohol primario sea protonado, haciéndolo susceptible de ser atacado por otra molécula de alcohol, creando así el éter.

Ahora bien, el metanol es obtenido a través de un gas de síntesis producido en una etapa previa, en la misma planta o importado (en el caso de estudio, al producirse  $H_2$  por electrólisis



y obtenido CO<sub>2</sub> a través de su captura, ya se obtiene el gas de síntesis), obteniendo la siguiente reacción (12):



Por otra parte, si se trabaja con gas natural, la reacción y estequiometría cambia, adicionando dióxido de carbono, siendo la siguiente:



Este gas de síntesis se comprime y se precalienta, para ser alimentado al reactor de síntesis de metanol junto con el gas de recirculación, utilizándose un reactor a altas temperaturas de reacción.

Es un proceso exotérmico, con tiempo de reacción corto (dos segundos para evitar impurezas), además se tienen niveles de conversión bajos (requiere recirculación) (Perez et al., 2018; Rojas & Herrera, 2014; Sánchez, 2018).

Se utilizan lechos fijos o lecho fluido, pero por costos y complejidad en su desarrollo, se prefiere utilizar lecho fijo.

Después de la reacción hay un proceso de destilación separando el metanol de las impurezas (o a través de adsorción con zeolitas). Cabe destacar que, este proceso (formación de metanol de método indirecto) tiene distintas variantes según las condiciones de operación.

Se encuentra el proceso introducido por BASF (300-400°C y 200-300 atm) con catalizador de óxido de cromo y óxido de zinc en proporción 70:30, con conversión del 12,5% y, por lo tanto, el uso de recirculación.

En comparación al antes mencionado, se encuentra el reactor de Lurgi, con catalizador modificado de óxido de cobre y óxido de zinc en un reactor tubular produciendo metanol entre 40-50 bar y 240-260°C (Perez et al., 2018; Rojas & Herrera, 2014; Sánchez, 2018).

Para finalizar, la reacción que se forma, ya habiendo deshidratado el metanol y, en proceso de la formación de DME, es la siguiente:



Como esquema analógico para entender de mejor forma el método indirecto, se vislumbra en figura 6 mostrado a continuación:

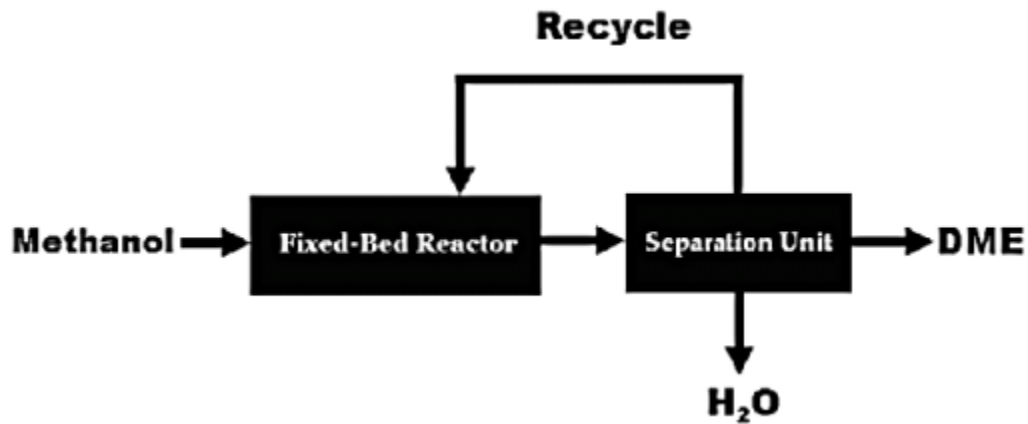


Figura 6"Esquema método indirecto de producción de DME (Perez et al., 2018)".

Siendo que los equipos involucrados en el proceso junto con una explicación más detallada, se encuentra mostrada a continuación.

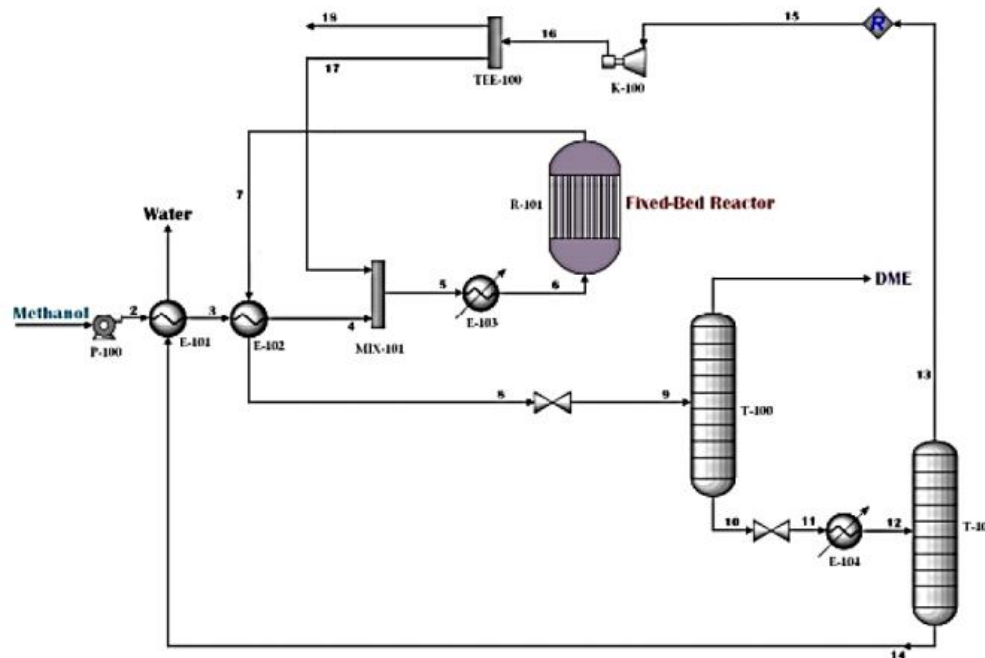


Figura 7"Diagrama de flujo esquemático del método indirecto para la formación de DME (Perez et al., 2018)".

En la figura (7) antes mencionada, se denota que, primeramente, se licua el metanol a 15,5 bar y precalentado por la corriente del producto del reactor y por el agua procedente de la columna de destilación. Seguidamente, entra al reactor (reacción exotérmica) saliendo a



temperaturas de 365°C. Finalmente, llega al proceso de destilación, separando el agua del DME y el metanol no reaccionante, siendo en la segunda columna, la separación del agua por el fondo (cabeza metanol recirculado y fondo agua para precalentar la alimentación) (Perez et al., 2018).

En este método se utilizan catalizadores ácido sólido, tales como la zeolita (más utilizado ZSM-5), con temperaturas de operación de 250-400°C y presiones de hasta 18 bar, permitiendo emplearse en la deshidratación de metanol.

Finalmente, en este método se ocupan reactores de lecho fijo (simples y bajo coste, tal como se mencionó anteriormente), debido a que poseen calores de reacción bajo e intermedios (en método directo son altamente exotérmicos, por lo que no son viables utilizar este tipo de reactor), siendo estos reactores adiabáticos (para reacciones bajas) (Perez et al., 2018; Rojas & Herrera, 2014; Sánchez, 2018).

### 6.6.3. Método directo

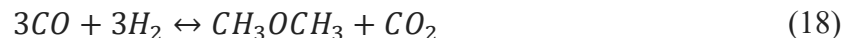
Por otra parte, el *método directo* consiste en la producción directa de DME a partir de gas de síntesis en un reactor catalítico, a través de las reacciones de metanol y DME, siendo estas:



Generando de esta manera, la reacción shift conversión (presencia de CO y H<sub>2</sub>O), provocando la formación de CO<sub>2</sub>, siendo:



Originando así, la reacción global, siendo:

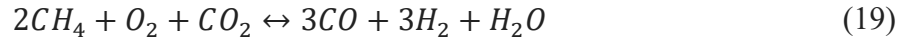


Este método posee ventajas por sobre el indirecto, siendo que, es más eficiente debido a que las pérdidas de gas natural son menores. Esto es explicado dado que la síntesis de metanol es un proceso termodinámico limitado, desplazando el equilibrio hacia una mayor conversión.

Por otro lado, se tienen desventajas, tales como que es un sistema más complejo para obtener mayor pureza (presencia de gas de síntesis sin reacción y CO<sub>2</sub> de *shift reacción*), requiriendo además de torres de destilación, unidades de separación extra tales como torres de absorción o separadores flash. Además de ello, se tiene emisiones de gases efecto invernadero debido



a la producción de CO<sub>2</sub>, requiriendo una unidad de reformado de metano para producir gas de síntesis, siendo la siguiente reacción:



En este método, se utilizan *reactores en fase slurry*, dado que el gas de síntesis se dispersa en fase de burbuja en un disolvente que suspende el catalizador, facilitando el control de la temperatura debido a la gran capacidad calorífica del solvente.

Ahora bien, este reactor tiene desventajas, dado que es un sistema más complejo requiriendo reciclaje y un separador gas líquido, además de producir pérdidas de partículas en el catalizador, generando costes de inversión en su recuperación (Perez et al., 2018; Rojas & Herrera, 2014; Sánchez, 2018).

Para este método, se utilizan catalizadores bifuncionales (función metálica para la síntesis del metanol y ácido sólido para la transformación del metanol en DME), requiriendo temperaturas de operación entre 300-400°C y presiones de hasta 10 bar, utilizándose así, *catalizadores de cobre, zinc y alúmina (CZA)* (Perez et al., 2018; Rojas & Herrera, 2014; Sánchez, 2018).

Finalmente, se escoge el método indirecto para la obtención de metanol y producción de DME, debido a su bajo coste, industrialización a gran escala y desarrollo industrial, además de la simplicidad en su reactor de lecho fijo y la proporción de H<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> previamente obtenido por el proceso de electrólisis y captura respectivamente, permitiendo la obtención del gas de síntesis fácilmente. Asimismo, debido a su simplicidad en etapas de purificación respecto al método directo (método indirecto requiere solo columnas de destilación, en contraparte, con el método directo que requiere además de dichas columnas, torres de absorción o separadores flash), requiriendo menos inversión y reduciendo la complejidad del proceso.

## 7. Metodología

Para lograr el objetivo, se utilizará la metodología de evaluación de proyectos, que incluye realizar un estudio de mercado, técnico y económico.

Primeramente, se realizará un estudio de mercado para visualizar de mejor forma, el precio al cual el producto DME puede ser rentable económicamente, junto con el segmento del



mercado en el cual se desarrollará, y su futura potencial demanda y oferta, siendo su potencial demanda de 409.540 ton/año de DME. Cabe recalcar que el valor de la potencial demanda tiene que estar ligada al límite de producción que se puede obtener del proceso de electrólisis, vista según la capacidad instalada de la planta a estudiar (central térmica a gas natural en Mejillones). Esto se debe en gran parte a que, si bien el análisis de mercado indica que puedo exponer mis ventas a un valor de demanda según la oferta de mercado, si no es posible brindar mayor cantidad de  $O_2$  para la cámara de combustión producto de la electrólisis, y generar el  $H_2$  para el gas de síntesis, no se podrá producir y satisfacer esa demanda potencial.

Ahora bien, para descifrar el precio del DME, este se debe ser semejante en valor y estar en la misma línea que del GLP, debido a su posible reemplazo. Además de ello, se deben nombrar las características especiales de por qué el DME como producto, es posible compararlo con el GLP y su factibilidad como producto de valor reemplazante, junto con su utilidad e importancia en su desarrollo a nivel global al igual que nacional, además de los usos en el cual este es posible desarrollarse.

Después de ello, se iniciará un estudio técnico para dilucidar si es posible técnicamente llevar a cabo la producción de DME con captura de  $CO_2$ , utilizando  $O_2$  puro a partir de electrólisis y, a través de un gas de síntesis ( $H_2$  y  $CO_2$ ), producir metanol para eventualmente, producir DME. Esto con el fin de, comparar la capacidad calorífica del DME respecto al GLP, y a través del uso de las diferentes tecnologías aplicables (electrólisis,  $O_2$  en vez de aire y captura de  $CO_2$ ), determinar si es posible técnicamente llevar a cabo su producción dentro de una central térmica a gas natural.

Dicho lo cual, se estudiarán 5 nodos importantes para la producción de DME en la central de gas natural de Mejillones, siendo el primero de estos el proceso de electrólisis, el cual brindará el  $O_2$  para la cámara de combustión necesaria para alimentar la turbina de gas y liberar el  $CO_2$  para capturarlo posteriormente. Se llevará a cabo una simulación de una planta de electrólisis en Excel, determinando la producción de  $H_2$  límite respecto a la capacidad instalada de la planta (781 MW), siendo el  $H_2$  el flujo másico limitante del gas de síntesis ( $CO_2$  y  $H_2$ ), para la producción de DME.



Ahora bien, para ello también se estudiará el efecto del reemplazo de aire por el  $O_2$  puro producido en la electrólisis, y su efecto en la turbina de gas posterior al proceso de combustión, para visualizar si es capaz de aguantar el aumento de temperatura y los efectos adversos que este puede ocasionar como daños en dicho equipo (se deben conocer el material y tipo de turbina).

Después se llevará a cabo un balance de materia y energía en la cámara de combustión, vislumbrando de esta manera, el efecto del reemplazo del aire por  $O_2$  puro, junto con los gases de salida y flujo másico de  $CO_2$ . Esto permitirá determinar el aumento de temperatura por el reemplazo ( $452,84^\circ C$  o al máximo de temperatura que puede soportar la turbina, alcanzando un aumento por reemplazo de  $702,84^\circ C$ ) y, el aumento de concentración de  $CO_2$  debido a la reducción de  $NO_x$  ( $2,658\%$  o al máximo de temperatura que puede aguantar la turbina, alcanzando  $4,169\%$  de aumento en concentración).

Posterior a la realización y análisis técnico del nodo de electrólisis y la simulación en Excel, junto con un análisis HYSYS del comportamiento en el reemplazo del aire por  $O_2$  en la cámara de combustión, se deberá simular a través de HYSYS la captura de  $CO_2$  a través de absorción química por aminas, en específico MEA (debido a su rentabilidad económica y uso común en la industria), junto con una simulación en HYSYS respecto a la producción de metanol a partir de gas de síntesis ( $CO_2$  y  $H_2$ ), a partir de un reactor catalítico tubular de lecho fijo adiabático con un catalizador ácido ( $ZnO$  o  $Cr_2O_3$ ), permitiendo su posterior deshidratación y purificación a través de una columna de destilación.

Con lo anterior, se procede a la simulación en HYSYS respecto a la producción de DME a partir del metanol obtenido previamente, a través de un reactor catalítico de lecho fijo (simples y de bajo coste), con catalizador de ácido sólido y un proceso de destilación para su purificación y deshidratación, junto con recirculación en la cabeza de metanol, y en la cola agua como precalentamiento de alimentación. Después de lo anterior, se intentará reducir costos energéticos permitiendo una integración energética con método Pinch en los IDC, junto con la recirculación de los flujos cerrados de los servicios.

Finalmente, se realizará un estudio económico, para comprobar si es rentable económicamente la producción de DME con las tecnologías antes mencionadas y



desarrolladas previamente en el estudio técnico, determinando finalmente, el precio del DME y, a través de indicadores económicos tales como VAN, TIR y Payback, junto con su respectivo flujo de cajas (CAPEX, OPEX, análisis de sensibilidad) dilucidar si económicamente es viable y da valor en el mercado, logrando competir económicamente con el GLP.

## 8. Resultados

### 8.1. Estudio de mercado

#### 8.1.1. Objetivo general

- Definir un producto con potencial económico capaz de competir económicamente con el GLP, respecto a su utilidad como reemplazante, y a su vez, el precio respecto a la potencial demanda y oferta.

#### 8.1.2. Objetivos específicos

- Analizar y comprender el contexto de la problemática, identificando las necesidades y oportunidades del proyecto.
- Investigar el mercado para definir en que sector el DME es considerado como producto de valor permitiendo solucionar la problemática y haciendo que su comercialización sea llamativa.
- Definir la demanda potencial y precio del producto, permitiendo decidir el flujo de producción requerido, según el análisis de mercado.

#### 8.1.3. Necesidad/propuesta de valor

Debido a la problemática medioambiental generada por la producción y quema de combustibles fósiles, es de suma importancia el cambio de matriz energética hacia combustibles más verdes o, aunque sea, con menos impacto negativo (combustibles sintéticos). Estas emisiones en su mayoría representan al 92% el sector de energía (entre industrial, energía y uso de solventes), creciendo en un 190% desde 1984 a 2006, alcanzando en esta última fecha un valor de 68.572 Gg de CO<sub>2</sub> equivalente (POCH Ambiental, 2008).

Es por ello por lo que, se propone la producción de DME (combustible sintético que posee uno de los más altos poderes caloríficos cercanos al 30% frente a sus competidores, ya sea



por obtención renovable o fósil) en reemplazo del GLP, debido a sus similitudes fisicoquímicas tales como baja presión de saturación de vapor y alto poder calorífico y condensado a  $-25^{\circ}\text{C}$  a presión atmosférica y presiones de 5 a 6 bar a temperatura ambiente, logrando mantener de esta forma las mismas maquinarias habituales utilizadas en estos combustibles, reduciendo el costo económico del traspaso de la producción de un combustible a otro (Perez et al., 2018).

Dado lo anterior, la producción de DME como combustible sintético, será a través de su obtención por medio de métodos renovables, tal como el proceso de electrólisis, para la obtención del  $\text{H}_2$  y  $\text{O}_2$ , junto con captura de  $\text{CO}_2$ , reduciendo el impacto medioambientalmente, al utilizarse en una central térmica a gas natural. Cabe recalcar que, para 2040, las energías renovables representarán el 60% de la producción a nivel mundial, por ello es importante sumarse al cambio tecnológico y buscar alternativas eficientes y tanto relevantes económicamente como competentes y afines al progreso medioambiental (Segui, 2023).

#### 8.1.4. Producto

##### 8.1.4.1. Descripción

El Dimetileter (DME) es uno de los éteres más sencillos, siendo este representado como  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$ , siendo un producto no tóxico y limpio, obteniéndose principalmente del carbón, gas natural, biomasa y otros. Ahora bien, el DME se encuentra en estado gaseoso a presión y temperatura ambiente, siendo altamente inflamable e incoloro, además de que, en concentraciones pequeñas su olor es casi imperceptible (Perez et al., 2018; Sánchez, 2018).

##### 8.1.4.2. Usos y aplicaciones

Dentro de los distintos usos que se le puede dar al DME y aplicaciones, se encuentra como propelente como uso más común de aerosoles, debido a su mayor solubilidad en agua frente a otros tipos de propelentes, fácil compresión, condensación, vaporización y escaso impacto medioambiental. También dentro de sus otros usos, se encuentra como refrigerante, sustituyendo los clorofluorocarbonos y como materia prima para el dimetil sulfato, empleado en aminas y fenoles (Perez et al., 2018; Sánchez, 2018).



Ahora bien, dentro de sus usos con mayor interés, se encuentra la opción de ocupar el DME como combustible, sustituyendo los derivados del petróleo. Según la asociación internacional del DME, cerca del 70% del DME producido, es mezclado con el GLP en proporción de 20% DME y 80% GLP, radicando su uso principal en reemplazo y búsqueda de un nuevo potencial horizonte en combustibles sintéticos (IDA, 2022; Sánchez, 2018).

Desde hace tiempo se ha intentado buscar nuevas fuentes de energía alternativas a los derivados del petróleo, tales como los combustibles Fischer Tropsch, los cuales permiten convertir una fracción de carburantes sintéticos por monóxido de carbono e hidrógeno, en hidrocarburos ligeros, obteniendo gasolina, queroseno o gasoil. Esto requeriría grandes cantidades de carbón junto con condiciones a alta presión y temperatura, siendo un difícil sustento para el futuro de las energía renovables y el cambio de matriz energética. Además de ello, existe la opción del hidrógeno, metanol, Gas natural y GLP (AINEnergia, 2023; Sánchez, 2018).

El hidrógeno por otro lado requiere una alta seguridad debido a su explosividad y requerimientos de altas presiones de compresión, al igual que, el gas natural o el GLP, como combustibles, requieren de motores con adaptaciones tecnológicas (motores SI) y alta dependencia del petróleo.

Dado lo anterior, lo que hace especial al DME como combustible es su alto poder calorífico y eficiencia energética cercana al 30% si se obtiene de combustibles fósiles tal como el gas natural, junto con las emisiones de GEI más bajas dentro de los combustibles fósiles o, de las emisiones de GEI más bajas si se obtienen por medio de métodos renovables (a través de madera, alcanzando los 30 g/kWh de GHG) (Perez et al., 2018). Además de ello, su potencial de calentamiento global en un horizonte temporal de 500 años se puede denotar en la siguiente tabla (2) mostrada a continuación, demostrando que, en comparación a otras emisiones (tal como el CO<sub>2</sub> o CH<sub>4</sub>) es prácticamente nula y tiene poco impacto medioambiental.

Tabla 2 "Potencial de calentamiento global en horizonte de 500 años, respecto a otros gases y el DME (Semelsberger et al., 2006)".

Horizonte temporal (años)	20	100	500
DME	1,2	0,3	0,1
CO <sub>2</sub>	1	1	1
CH <sub>4</sub>	56	21	6,5
N <sub>2</sub> O	280	310	170

#### 8.1.4.3. Características físicas y químicas

Primeramente, hay que mencionar que, el DME dada la figura (6) mostrada a continuación, permite la liberación de emisiones de partículas y humo prácticamente nula, debido a que este no posee enlaces carbono-carbono, además de un alto contenido de oxígeno.

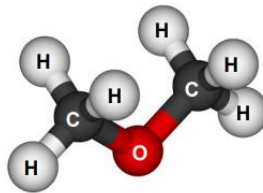


Figura 8 "Estructura DME (Duarte Recuer, 2014)".

Además de ello, algunas de las propiedades más representativas del DME, se pueden visualizar en la siguiente tabla (3) mostrada a continuación:

Tabla 3 "Propiedades fisicoquímicas del DME (Perez et al., 2018)".

Propiedad	DME
Formula molecular	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O
Peso molecular (g/mol)	46
Contenido en oxígeno (%peso)	34,8
Viscosidad (kg/m*s)	0,125
Presión de vapor a 20°C (bar)	5,1
Temperatura crítica (°C)	127
Temperatura de ignición (235°C)	235
Límite de explosividad (%vol air)	3,4-17



Punto de ebullición a 1 atm (°C)	-24,9
Punto de fusión a 1 atm (°C)	-141,5
Poder calorífico inferior (kJ/kg)	28.620
Densidad relativa del gas a 15°C (aire=1)	1,78
Densidad relativa del líquido a 24,82°C (agua=1)	0,73

Dado lo anterior, es necesario entender las similitudes entre el combustible reemplazante (DME) y el que se desea reemplazar (GLP) para dilucidar, las virtudes y semejanzas que estos combustibles poseen, siendo visualizadas en la tabla (4) mostrada a continuación:

Tabla 4 "Propiedades fisicoquímicas del GLP (tygas, 2012)".

Propiedades	GLP
Formula química	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Peso molecular (g/mol)	49,7
Temperatura de ebullición a 1 atm (°C)	-32,5
Temperatura de fusión °C	-168
Densidad de vapor (15°C)	2,01
Densidad del líquido (15°C)	0,540
Presión de vapor (bar)	5,99
Punto de inflamación (°C)	188
Límites de inflamabilidad (%v/v)	1,9 a 9,5
Poder calorífico inferior kJ/kg	46.360

Con todo lo antes mencionado, comparando la tabla 3 y 4, se puede visualizar que, respecto al poder calorífico, el DME es inferior respecto al GLP, demostrando así que, la cantidad de energía por unidad de masa que puede generar el DME es menor que el GLP, siendo técnicamente un peor combustible. Ahora bien, esto no debiese ser un problema, siempre y



cuando, se produzca una mayor cantidad de DME en comparación al GLP, a un valor más económico, permitiendo su rentabilidad y competitividad económica.

Se puede denotar que, se tienen densidades y presión de vapor similares, permitiendo el uso y mantención de equipos necesarios en plantas de producción de estos distintos combustibles, reduciendo el costo económico del reemplazo de nuevos equipos por el cambio de matriz energética (fósil a sintético). Además de lo antes mencionado, al ser el DME gas a 20°C y a presión atmosférica, junto con a la misma temperatura, pero a 5 atm ser líquido, permite usar el mismo sistema de almacenamiento que del combustible GLP, ampliando su campo de aplicación. Asimismo, permite utilizar las mismas exigencias de seguridad y almacenamiento para ambos combustibles.

#### 8.1.4.4. Almacenamiento y transporte

El DME se encuentra en estado gaseoso a temperatura ambiente (20°C), pero es fácil de licuar, por lo que su almacenamiento y transporte se puede realizar de forma similar a gases transportables de uso doméstico.

Asimismo, como se revisó en el apartado 8.4.3, las propiedades fisicoquímicas del DME son similares al GLP, siendo entonces su transporte y almacenamiento similar, por lo que, en Chile, los sistemas de carga de GLP a granel y envasado deben contener elementos de control para prevenir fugas en el proceso de carga, para evitar un ambiente explosivo y el sobrellenado de los tanques de almacenamiento y cilindros portátiles. Estos portátiles deben regirse por los establecido en la Nch1782/1. De 1985, verificando el volumen de llenado.

Según el artículo 129 la zona de almacenamiento debe ser de material ligero y no combustible, evitando peligros de explosión (daño por presión en el casco).

Además de ello, se debe regir por el artículo 124 (condiciones, tal como distancia entre recintos similares) y artículo 149 (prohibición de ingreso al público) (Torres, 2022).

#### 8.1.4.5. Manejo de Dimetileter y cuidados

El DME posee la clase de peligro 2.1, siendo un gas incoloro de olor característico, poseyendo peligros por explosión e incendios, debido a que es altamente inflamable junto con que la mezcla con gas/aire son explosivas. Se deben evitar las llamas, no fumar, no



producir chispas, no poner en contacto en superficies calientes, al igual que poseer un sistema abierto con ventilación junto con sistemas de cableados y eléctricos a prueba de explosión. Además de ello, puede provocar síntomas físicos si se inhala, tal como tos, dolor de garganta, pérdida del conocimiento. Dado lo anterior se debe ventilar o poseer protección respiratoria. Si hay contacto con la piel, puede provocar congelación, por lo que se debe utilizar guantes aislantes, al igual que si hay contacto con los ojos, provoca dolor, enrojecimiento, por lo que se debe utilizar gafas de protección ocular.

Finalmente, si hay fugas o derrames, se debe evacuar la zona de peligro y consultar con un experto, además de llevar la protección personal antes mencionada (OMS & Comisión Europea, 2002).

#### 8.1.5. Segmento-Tamaño del segmento

El DME tiene potencial en 3 tipos de mercados distintos, tales como la generación de potencia, sustituto del GLP doméstico y combustible de automóviles.

Primeramente, como generación de potencia ya ha sido probado por fabricantes tales como Mitsubishi y General Electric como combustible para sus turbinas de gas, siendo una alternativa eficiente para centrales eléctricas de tamaño mediano o regiones aisladas donde es difícil transportar el gas natural o construcción de terminales de GNL no son viables.

Ahora bien, como reemplazo del GLP doméstico, como antes se mencionaba, estos dos combustibles son similares fisicoquímicamente, permitiendo de esta manera que, sea posible reemplazar el GLP por DME, y mantener equipos de instalación, seguridad y almacenamiento dentro de sus procesos productivos. Además de ello, el DME puede ser mezclado en una proporción del 15% al 20% sin modificaciones de las redes de distribución. Cabe considerar, que el DME es más seguro que el GLP, debido a que posee un límite de inflamabilidad casi del doble, comparándolo con el GLP, permitiendo así que sea un combustible más seguro como opción reemplazante.

Finalmente existe su uso como combustible en automóviles, llamado vulgarmente como “GLP Diesel”, y gracias a sus ventajas medioambientales, tal como que no emite óxido de azufre, se compone de gas natural y solo emite dióxido de carbono en cantidades menores. Esto permite que solo se hagan pocas modificaciones en su motor y, su aplicabilidad, pasa



directamente como un combustible exento de metanol y agua. También es posible reemplazar el GLP o gasolina como principal combustible para automóviles y generadores (Perez et al., 2018).

Dado que se busca producir DME como reemplazante del combustible GLP en sus distintos potenciales mercados, se analizará el mercado del DME a nivel global demostrando su relevancia, y el mercado nacional de GLP.

Dentro del mercado a nivel global, según datos de la Asociación Internacional del DME, en 2003 la capacidad de producción anual de DME es de 30.000 toneladas, existiendo diferentes grupos promotores como *Japan DME Forum*, *International DME Association* o *China DME Association*, aumentando la capacidad de producción superando los 6 millones de toneladas en 2010. Ahora bien, la mayor parte de la producción del DME da lugar en China, produciéndose el 40% de 6,3 millones de toneladas anuales. Además, se tienen empresas tales como *Volvo*, *Isuzu*, *Nissan* y *Mitsubishi Chemicals* que mantienen líneas de producción relacionadas con el DME (Sánchez, 2018).

Es por ello por lo que, se espera que el tamaño del mercado del DME crezca de 4,52 millones de toneladas en 2023 a 6,88 millones de toneladas a 2028, siendo el mercado América del Norte el de más rápido crecimiento y el mercado más grande Asia-Pacífico. Esto se debe a las distintas empresas y promotoras del DME antes mencionadas, junto con las crecientes investigaciones del DME como combustible alternativo (MordorIntelligence, 2023).

Además de ello, dado que el DME se utiliza como mezcla con el GLP tradicional, países como China, India e Indonesia presionan para el uso del DME como combustible alternativo, dado que estos países dependen de las importaciones para su demanda local de GLP. Esto se condice dado que en India el consumo del GLP fue de 2,2 millones de toneladas métricas, mientras que en China (Oficina Nacional de Estadística de China) el valor acumulado fue de 41.071 kilotonnes en comparación a los 40.009 kilotonnes en el mismo periodo del año anterior (MordorIntelligence, 2023).

Ahora bien, dentro del mercado a nivel global del GLP, su consumo paso de 275 MTON en 2014 a 285 MTON en 2015, siendo Norte América y la región Asia-Pacífico los que mayor aportaron, consumiendo el 37% y 21% respectivamente (Perez et al., 2018).



En América Latina la producción de GLP es liderada por Brasil, a pesar de los niveles de producción este país, es importador de GLP, consumiendo un total de 7.391.000 toneladas de GLP envasado y a granel. Seguidamente a ellos, viene Perú, Chile y Argentina con 1.277.000, 1.261.000 y 1.148.000 toneladas respectivamente (García Bernal, 2021b).

También se analizará el mercado a nivel nacional en Chile respecto al GLP, lo cual es pertinente dado que se desea la implementación de producción de DME (reemplazante de GLP) en la central térmica a gas natural de Mejillones, importando nacionalmente un total de 984.486 ton de GLP en 2020 (Energía Abierta Beta, 2023), siendo las regiones Metropolitana (38%) y Valparaíso (11%), las que más importaciones tienen y los posibles potenciales compradores (Energía Abierta Beta, 2023; Garcia Bernal, 2021).

Además de ello, se tienen en consideración las empresas más grandes de combustibles en Chile, tal como Lipigas, Abastible y Gasco, siendo esta última la poseedora de la planta más grande de almacenamiento de GLP del país, en Maipú, con un total de 48 estanques de almacenamiento, capaz de almacenar 2400 toneladas de GLP (Gasoeuca, 2023). En el caso de la empresa Lipigas, se encarga de importar, comercializar y distribuir GLP, abasteciendo a más del 38% del mercado nacional, desde la I hasta la XI región (Mendoza Aqueveque, 2008).

Ahora bien, ya habiendo conocido los 3 potenciales mercados del DME, analizado el mercado global del DME y el nacional del GLP, se escoge el mercado mayorista, debido a que se desea sustituir las importaciones y no distribuir, vendiendo a las principales empresas de combustibles, tales como Gasco, Abastible, Lipigas entre otros, siendo estas empresas las encargadas de llegar al mercado y ya habiendo llegado al mercado, desenvolverse en el mercado del DME y venderlo como potencial producto.

Finalmente, se tiene en consideración que, las regiones más cercanas a la central térmica a gas natural de Mejillones serán las regiones I, II, III, IV junto con la región de Valparaíso (V) y la región Metropolitana, debido a que son el segundo y primer más grande potencial comprador respectivamente (V y región Metropolitana) obteniendo la ventaja de cercanías para importar el producto de valor desde la central térmica a gas natural de Mejillones.



Es por ello por lo que la potencial demanda estará fijada en las importaciones de GLP de las regiones antes mencionadas, siendo estas elegidas y analizadas, por cercanías y mayores consumidores, obteniendo un valor de 793.822 ton/año de producción de DME.

#### 8.1.6. Demanda potencial

La demanda a nivel nacional, visualizada anteriormente, es de 984.486 ton de CLP, esto debido a que, se toma en consideración que, de las ventas totales a nivel nacional, siendo estas de 1.312.648 ton de GLP, solo el 75% de ellas son importadas, obteniendo el valor de demanda a nivel nacional de importaciones de GLP (García Bernal, 2021). Ahora bien, para obtener la demanda potencial esperada a abordar y satisfacer, se toma en consideración la capacidad instalada de la central térmica a gas natural de Mejillones, produciendo aproximadamente 46,75 ton/h de DME.

Esto conlleva a que, si bien, las regiones elegidas como potenciales compradores I, II, III, IV, V y región Metropolitana para el año 2023 tienen importaciones de 17.677, 64.767, 20.337, 56.401, 148.399 y 486.240 ton/año respectivamente, obteniendo así 793.822 ton/año. Ahora bien, dada la capacidad instalada de la central térmica a gas natural y, la limitante del proceso de electrólisis ( $H_2$  es el reactivo limitante en gas de síntesis), se puede brindar al gas de síntesis 13,05 ton/h de  $H_2$ , permitiendo una producción anual de máximo 409.540 ton/año de DME al 99,65% de pureza. Dicho lo cual, la potencial demanda que se desea abordar serán de 409.540 ton/año de DME (SEC, 2023a).

#### 8.1.7. Oferta

Ya habiendo definido la demanda potencial que se intentará abarcar, siendo esta en las regiones I, II, III, IV, V y una parte de la región Metropolitana, siendo un objetivo total de 409.540 ton/año de DME, se buscará quienes son las potenciales empresas y competencias, capaces de permitir dicho flujo para satisfacer la demanda.

Respecto a la oferta del DME, el crecimiento más rápido del mercado es de América del Norte, junto con el mercado más grande, siendo este Asia del Pacífico.

El volumen del mercado a nivel global se encuentra en 4,52 millones de toneladas de producción (periodo de estudio de 2023-2027), siendo países tales como Indonesia, en específico compañías tales como Air products and Chemicals y PT Bukit Asam, encargadas



de producir DME a partir de carbón y avanzar en su desarrollo, mezclando el producto DME con el GLP (MordorIntelligence, 2023).

Los cinco principales actores productores a nivel global de DME, son KOREA GAS CORPORATION (Corea del Sur), Nouryon, Mitsubishi Corporation, ZPCIR, Jiutai Energy Group, Volvo (Suecia) y Air products (Estados Unidos). También se encuentran compañías tales como Haldor Topsoe (Dinamarca) y JFE (Japón), teniendo actualmente una producción de 5 millones de toneladas (Muñoz Gonzáles, 2018).

Ahora bien, debido a las diferentes políticas medioambientales a nivel internacional (COP25, acuerdo de Kioto, acuerdo de París, entre otros) junto con las políticas a nivel nacional (anteproyecto PEN y ley 21.455), junto con propiedades fisicoquímicas similares entre DME y GLP (apartado 8.1.7), se busca reemplazar dicho combustible fósil (GLP) por el combustible sintético DME, optando por alternativas tecnológicas para reducir el impacto medioambiental.

Dado lo anterior, la principal compañía en competencia a nivel nacional de producción de GLP es ENAP. El problema de ello es que Chile aún no es autosuficiente, importando más del 70% del GLP que se consume (Gasoeuca, 2023). Por lo cual, las principales compañías de distribución, almacenamiento y comercialización de GLP son Lipigas, Gasco y Abastible.

#### 8.1.8. Precio del producto

Debido a que se desea competir económicamente con el GLP, y poder reemplazar dicho combustible, se estudia el precio paridad del año 2023 del GLP, desglosándose en el Anexo A.

Dicho lo cual, se toma en consideración que el poder calorífico del DME es significativamente menor al poder calorífico del GLP (0,61 de relación DME-GLP), brindando limitaciones a la hora de producir energía por unidad de masa, obteniendo una menor potencia energética al momento de consumir el combustible. Es por ello, que se relaciona el poder calorífico de ambos combustibles, junto con el precio de paridad de referencia promedio del año 2023 del GLP (combustible a reemplazar) en el anexo A.

Dado lo anterior, se toma la siguiente ecuación (20), mostrada a continuación:



$$\text{Precio objetivo DME} = \left( \frac{\text{poder calorífico DME}}{\text{poder calorífico GLP}} \right) \cdot (\text{Precio referencia GLP}) \quad (20)$$

Obteniendo un precio de DME objetivo, de 340,58 US\$/ton.

Ahora bien, es más exacto mencionar el precio en volumen del DME, debido a que, éste por su traslado se encuentra en estado gaseoso a temperatura ambiente (20°C), pero es fácil de licuar, por lo que su almacenamiento y transporte se puede realizar de forma similar a gases transportables de uso doméstico.

Es por ello por lo que, tomando de referencia la **ecuación 20** antes mencionada, y al relacionarla con las densidades en líquido de ambos productos (**tabla 3 y 4**), se alcanza una relación de kJ/m<sup>3</sup> de 4/5, alcanzando un precio de producto de venta, de 460,41 US\$/ton.

## 8.2. Estudio técnico

### 8.2.1. Objetivo General

- Analizar la factibilidad técnica para producir DME en una central térmica a gas natural en Mejillones a través de diferentes tecnologías, tal como electrólisis y captura de CO<sub>2</sub>, con el fin de mediante simulaciones en HYSYS y cálculos previos en Excel, obtener las inversiones necesarias para llevar a cabo la producción viable del producto deseado.

### 8.2.2. Objetivos específicos

- Determinar la localización del proyecto para poder brindar solución a la aplicación de las tecnologías necesarias y ser capaces de tener los permisos legales y ambientales para llevar a cabo el proyecto.
- Comparar y seleccionar las tecnologías capaces de permitir la viabilidad técnica de la producción de DME.
- Establecer los balances de materia y energía, dando una visión técnica de los requerimientos necesarios para los equipos, y tener congruencia del cumplimiento de los balances.
- Definir mediante simulación HYSYS, el proceso necesario para producir el producto de valor DME.



- Especificar los equipos necesarios para lograr el desafío, junto con los costos de inversión y operación para llevar a cabo el proceso.

### 8.2.3. Descripción del proceso y diagrama de bloques

Dentro del problema a estudiar, se tienen múltiples procesos involucrados, siendo estos el proceso de electrólisis y la central térmica a gas natural de ciclo combinado, con tecnologías aplicables dentro de sus etapas, siendo estas la captura de CO<sub>2</sub>, formación de metanol y producción de DME.

Dicho lo anterior, el proceso de electrólisis consiste en la separación de oxígeno e hidrógeno a partir de agua, mediante la aplicación de un potencial eléctrico en un dispositivo llamado electrolizador, visualizándose la ecuación básica (1) del proceso de electrólisis mencionada anteriormente en **Antecedentes y teoría**.

Este proceso es primordial dentro de la resolución del problema, debido a que el O<sub>2</sub> producido dentro de la electrólisis, permitirá aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> en la cámara de combustión, permitiendo así, una mejor captura de CO<sub>2</sub> (esto se debe a que, a medida que se reemplace el aire por O<sub>2</sub>, reduciendo así los NO<sub>x</sub>, provocará un aumento de concentración de CO<sub>2</sub> en un 4,169% a la salida de los gases de combustión, mejorando la captura de CO<sub>2</sub>). Además de ello, el hidrógeno generado, proporcionará materia prima para el gas de síntesis dentro de la formación de metanol, y posteriormente la deshidratación y producción de DME. Ahora bien, la central térmica a gas natural de ciclo combinado consiste en un sistema que abarca 2 ciclos termodinámicos, siendo estos individuales, pero, al combinarse, el rendimiento del ciclo es mayor en conjunto. Estos dos procesos son el ciclo de Brayton (altas temperaturas) y el ciclo de Rankine (bajas y medias temperaturas). Estas centrales transforman la energía térmica del gas natural en electricidad mediante el trabajo de una turbina a gas y a vapor, siendo de esta forma más flexibles que las convencionales.

Es de suma importancia la preservación de esta central, dado que, junto con las tecnologías antes mencionadas además de, las etapas y equipos preservados dentro de la central térmica a gas natural, pero modificados para cumplir con los objetivos, será posible proporcionar a través de un gas de síntesis (H<sub>2</sub> de electrólisis y CO<sub>2</sub> de la captura de CO<sub>2</sub>) y el método indirecto en la producción de DME (formación de metanol), la elaboración de DME.

Finalmente, se tienen en la figura (9) y (10) mostradas a continuación, el diagrama de bloques de las etapas y visualización de los procesos involucrados a atender para la resolución de los objetivos propuestos, siendo estos el proceso de electrólisis y la central térmica a gas natural junto con las tecnologías y etapas nuevas para la producción del producto de necesidad.

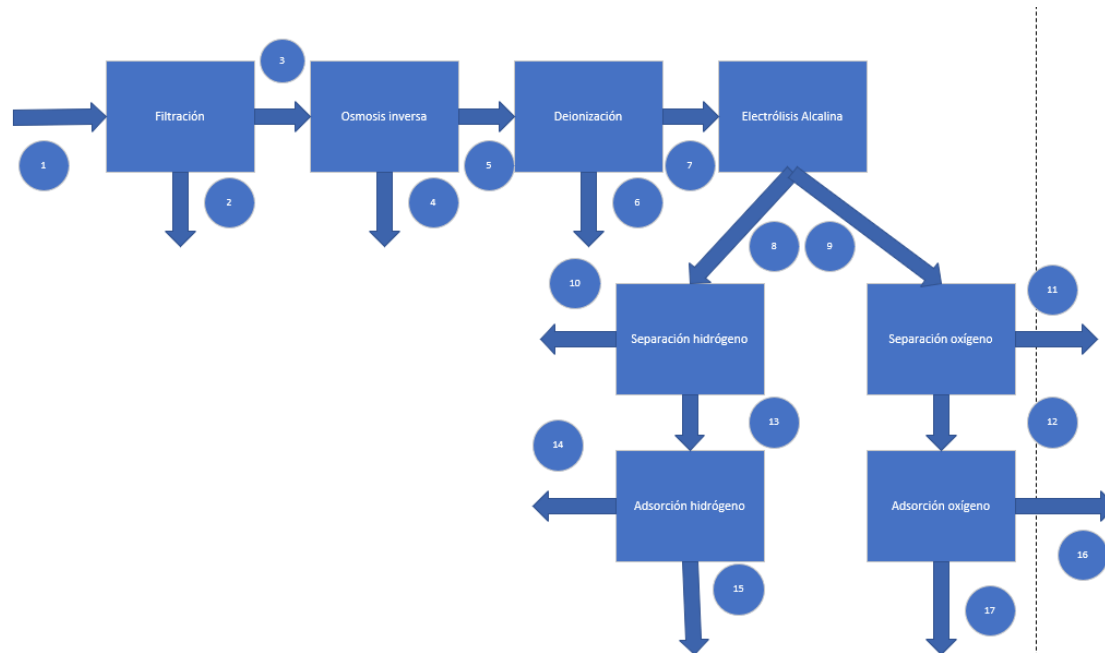


Figura 9 "Diagrama de bloques de tecnología de electrólisis Alcalina (Elaboración propia)".

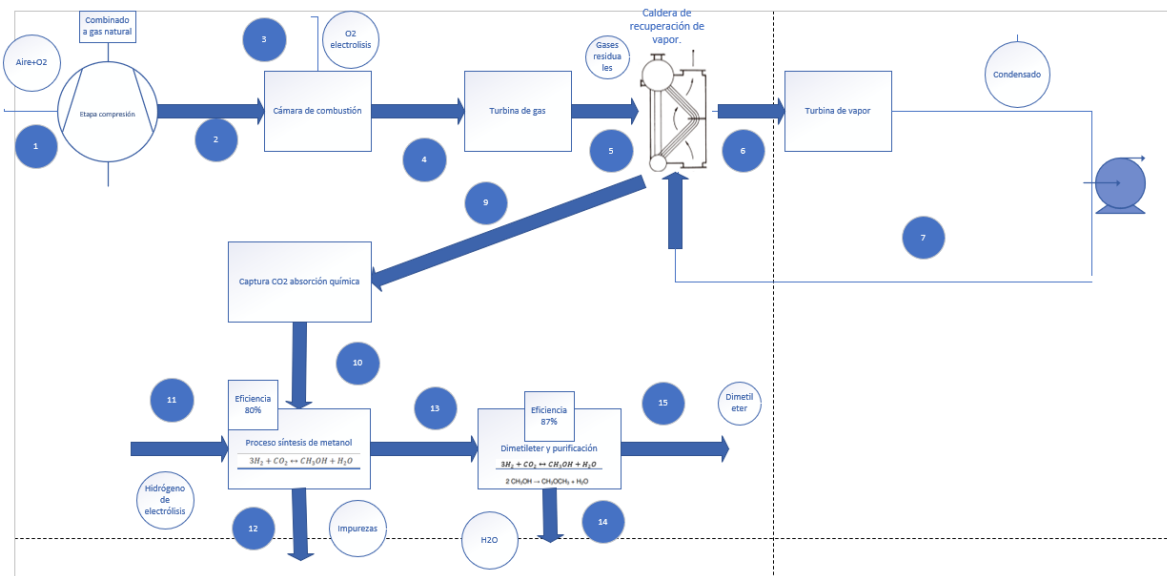


Figura 10"Diagrama de bloques de central térmica a gas natural de ciclo combinado, mediante tecnología de electrólisis PEM y captura de CO<sub>2</sub>, para producción de DME (Elaboración propia)".

#### 8.2.4. Descripción etapas del proceso

Primeramente, se mencionarán las etapas del proceso de electrólisis, para luego desarrollar las etapas dentro de la central térmica a gas natural, utilizando las tecnologías de captura de CO<sub>2</sub>, junto con el método indirecto de formación de DME.

##### 8.2.4.1. Electrólisis

Ya habiendo definido en capítulos anteriores tal como **Teoría y Antecedentes** lo que significa y la importancia de la electrólisis, es necesario entender las etapas en la que esta, está compuesta.

Dicho lo cual, se puede visualizar en la figura (9), en que la primera etapa es un proceso de filtración, seguida de la etapa de osmosis inversa, deionización, llegando a la electrólisis Alcalina mediante electrolizadores, pasando por una etapa de separación para finalmente llegar a una etapa de adsorción física.

Primeramente, en el **pretratamiento**, la etapa de **filtración** utiliza arena sílex (sílice) o arena zeolita, permitiendo que el agua de mar a presión atmosférica ingrese hacia un estanque alimentador donde ocurre un proceso de cloración para eliminar las microalgas, luego por



medio de una bomba se eleva la presión a un rango entre 2-3 bar para ingresar al filtro de arenas y eliminar los sólidos suspendidos de mayor tamaño (Guerra, 2022).

Después de ello, viene la etapa de membranas de **osmosis inversa**, eliminando el 99,9% de las sales debido a su reducido tamaño de poro (menor a 2 nm), lo que les facilita ser selectivas a sales monovalentes, además de que operan a un rango de presión de 5-10 MPa. Estas membranas, pueden presentar una configuración de espiral o de fibra hueca, siendo su estructura una película sólida formadas por poliamida o acetato de celulosa. En este sistema, la corriente de alimentación se divide entre un flujo de 40% de permeado y un flujo de 60% de concentrado, siendo en este, la eliminación del 99,9% de las sales de mar. Cabe mencionar que, el flujo de la OI necesita de bombas a alta presión para poder atravesar las membranas (Guerra, 2022).

Este desarrollo, prosigue con la etapa de **deionización**, siendo un proceso de intercambio iónico donde se eliminan el 0,01% de las sales remanentes. Dentro de este proceso, se utilizan columnas de intercambio iónico de lecho fijo cíclicos a presiones bajas de operación de 1-10 bar, requiriendo así, válvulas reductoras de presión para disminuir la presión de OI. Con los iones del intercambio iónico, se eliminan en la resina las sales remanentes, para luego regenerarse después de que estas se saturen, utilizando 2 torres de lecho idénticos.

Cabe recalcar que, la resina de co-iones, se encuentran con los contra-iones, siendo estas las sales a eliminar (Guerra, 2022; Martínez González, 2012).

Seguidamente ocurre el proceso de **electrólisis**, cuyo objetivo es obtener hidrógeno verde y oxígeno, a partir de agua y electricidad, a través de un proceso electroquímico, el cual utiliza un diafragma separando 2 electrodos sumergidos en un electrolito líquido alcalino de solución potásica-cáustica en torno al 20-30% de KOH.

Estos electrolizadores operan hasta un máximo de 30 bar, en un rango de 60-80°C y a densidad de corriente entre 0,2-0,4 mA/cm<sup>2</sup>.

Ahora bien, debido a su sensibilidad a la pureza del agua, requieren de una conductividad en torno a 0,1  $\mu$ s/cm y 0,2  $\mu$ s/cm, influyendo en la durabilidad de las celdas (90.000 h), por lo que se instalan equipos de tratamiento previo. (Rodríguez Carrasco, 2022; SOTO ALEGRE, 2020; Trillo, 2016).



Finalmente se encuentra el post tratamiento, buscando eliminar el agua remanente de las corrientes de salida de la electrólisis para obtener corrientes de salida de alta pureza de oxígeno e hidrógeno.

Es por ello que, para la etapa de **separación**, se utilizan membranas selectivas, siendo para el hidrógeno membranas de poliamida (rango de presión de 0,1-1 MPa y temperaturas de operación entre 50 y 80°C), presentando una alta selectividad y permeabilidad al hidrógeno y baja selectividad y permeabilidad al vapor de agua (Cantú, 2023; A. Hernández, 2017; Todoenpolimeros, 2017).

Por contraparte, se utilizan membranas separadoras de oxígeno (OMS), presentando una alta selectividad al oxígeno, operando a un rango de presión de 0,34-1,27 MPa y a una temperatura de 20-50°C. Además, el material de la membrana es polisulfona sintética, hidrofóbica (Benito, 2016; Guochu Technology, 2022).

Finalmente, se encuentra las torres de **adsorción**, siendo 2 torres de lecho fijo para la corriente de oxígeno, y 2 para la corriente de hidrógeno, y el lecho adsorbente como lo es la sílica gel, ocurre un proceso de transferencia de materia desde el flujo hasta el lecho, donde se adsorbe el agua. Mientras una torre está en operación, la otra está en estado de mantención del lecho, eliminando el agua adsorbida por este, obteniendo funcionalidad (Green & H.Perry, 2008).

#### 8.2.4.2. Captura de CO<sub>2</sub>

La etapa de captura de CO<sub>2</sub>, se desarrollará después de la caldera de recuperación de calor dentro de la central térmica a gas natural de ciclo combinado. Esto con el fin de que, debido a las altas temperaturas de la cámara de combustión, es necesario reducir la temperatura y las presiones tan altas que se manejan (cerca de 1100°C en cámara de combustión y 600°C en turbina de gas, con presiones de 30 bar), para llegar a las temperaturas y presiones esperadas en el proceso (40-60°C y presiones atmosféricas), para evitar la disolución de las aminas, en específico MEA, capaces de absorber químicamente el CO<sub>2</sub>, para su captura (Moreno Sanz, 2019; Villegas Montes, 2006).

Este proceso es de interacción de un gas rico en CO<sub>2</sub> con un absorbente con afinidad por el CO<sub>2</sub>, uniéndose químicamente a él, seguido de un proceso de desorción, liberando al



absorbente. Dicho lo cual, es un proceso compuesto de 2 torres de absorción-desorción química, utilizando soluciones de aminas, en específico MEA, debido a su alta selectividad y el más desarrollado a nivel industrial y su bajo coste. Poseen un % de absorbencia cercanos al 90%.

Dado lo anterior, ingresan los gases de combustión entre 40-60°C y presiones atmosféricas a la torre de absorción, liberando un flujo por el fondo en su mayor parte por el absorbente MEA, CO<sub>2</sub> capturado (cercaos al 92%) y H<sub>2</sub>O, para pasar por una bomba y un intercambiador de calor, elevando la temperatura a un rango entre 100-140°C hacia la torre de desorción, siendo en esta parte, similar a una torre de destilación, debido a que se obtendrá por el tope el CO<sub>2</sub> capturado, a través de un condensador y un reboiler a 120,3°C.

#### 8.2.4.3. Central térmica a gas natural con producción de DME

La central de ciclo combinado, visualizado en la figura (10), se basa en etapas desarrolladas por el ciclo de Brayton y Rankine (altas temperaturas y presiones, bajas temperaturas y presiones respectivamente).

Primeramente, se tiene una etapa de **compresión** (15 a 25 bar), para luego llegar a una **cámara de combustión**, en donde visualizado anteriormente en **Antecedentes y teoría**, se alcanzan temperaturas de 1000°C, utilizando CH<sub>4</sub> como combustible y aire (en nuestro caso una mezcla con O<sub>2</sub> para aumentar la eficiencia de captura de CO<sub>2</sub>), permitiendo así que los gases de escape pasen por una **turbina de gas**, a temperaturas de 1200-1400°C, saliendo a 600°C y 10-30 bar, generando así, el calor necesario para la caldera de recuperación de calor. Dicho lo cual se prosigue a la caldera de recuperación (HRSG), siendo esta capaz de unir ambos ciclos, aprovechando la elevada temperatura de la turbina de gas, para calentar el agua y convertirla en vapor, obteniendo potencia de vapor en la turbina, operando a 400°C y 13 bar (Villegas Montes, 2006).

Finalmente, se tiene la etapa de **turbina de vapor**, en la cual a través de un ciclo de Rankine se expande el vapor, hasta la presión del condensador, encargado de enfriar el flujo. Este líquido se lleva hasta la presión de condensación, obteniendo agua y, permitiendo su traslado a través de una bomba elevando su presión hasta la presión de la turbina.



Ya habiendo desarrollado las etapas de una central térmica a gas natural, y al mezclar las etapas previas de electrólisis y Captura de CO<sub>2</sub>, es posible llevar a cabo la producción de DME, siendo el método indirecto (por simplicidad y ventajas vistas en **Antecedentes y teoría**, además de las mencionadas en **8.2.7.**) el escogido.

Dicho lo cual, se debe llevar a cabo, la producción de gas de síntesis (**ecuación 13**), brindando el CO<sub>2</sub> de la captura de CO<sub>2</sub>, demostrado a través de la simulación en HYSYS un flujo de captura de 94,43 ton/h con un 92% de captura mediante absorción de aminas, MEA. Esto se complementa con el H<sub>2</sub> brindado por el proceso de electrólisis, a través de 49 electrolizadores de la empresa McPhy, en específico electrolizadores McLyzer 3200-30 de 16 MW, con producción total de 13,05 ton/h de H<sub>2</sub> (cálculos explicados en **8.2.10**), ocupando la capacidad instalada total de la planta de 781 MW (Fundación Terram, 2019; McPhy, 2023).

Esto permite la producción de metanol por método de hidrogenación de CO<sub>2</sub>, utilizando bases técnicas similares a método de Lurgi (explicada anteriormente en **6.5. Formación de metanol** y en mayor detalle en **8.2.10. Simulación HYSYS**) y eventualmente, tal como se revisó en **Antecedentes y teoría**, la producción por método indirecto, de DME, a través de la **ecuación 14** de reacción.

#### 8.2.5. Ubicación central térmica a gas natural

Se escoge la ubicación para el desarrollo de la memoria, la central térmica a gas natural de Atacama, siendo propiedad de ENEL generación Chile S.A, en la región de Mejillones, observándose en la siguiente figura su ubicación.

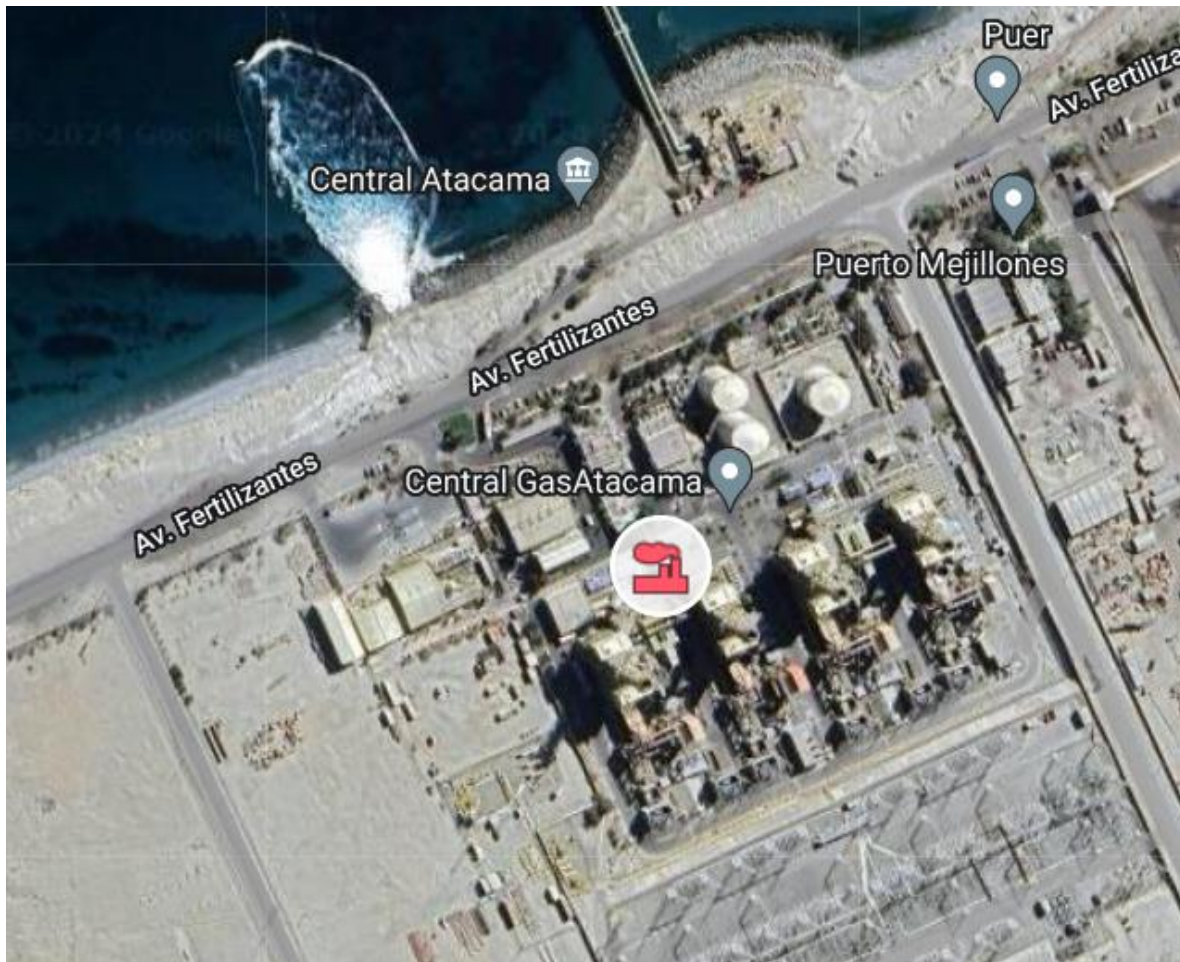


Figura 11 "Central térmica a gas natural de Atacama, Enel, Mejillones (Google Maps, 2024)".

Esto es con el fin de que, la región de Antofagasta es la capital de la energía del norte grande del país, generando aproximadamente el 85% de la energía del Sistema Eléctrico Nacional (SEN), siendo que, en los últimos años, ha aumentado la capacidad instalada en un 30,8% (entre 2016-2019), incorporando fuente de energías renovables (Ministerio de energía, 2019). Además de ello, la región de Antofagasta, siendo esta zona en su mayoría parte del SEN, el 94% (4730 MW) de la capacidad instalada es en base a combustibles fósiles (gas natural con 1912 MW, 38% de la capacidad instalada de todo el SEN), por lo que es importante por pertinencia profesional e industrial de ubicarse geográficamente en la zona del país con mayor uso en esta tecnología (Chile Sustentable, 2023).



Como punto primordial, se necesita que estas centrales térmicas a gas natural estén cerca de la zona costera o de alguna fuente de agua dulce, para brindar factibilidad de interconexión con la red de gas natural (red de gasoductos o terminales gasíferos existentes), además del uso de acceso al mar o a recursos hídricos, para captación de agua de refrigeración, en torres de refrigeración. Esto es complementario, para el uso de agua de mar debido al uso de la tecnología de electrólisis (etapas de filtración y OI) (Comisión Nacional de Energía, 2019). Finalmente, se toma en consideración la ubicación en esta zona, debido al impacto de la cercanía en las importaciones proyectadas, siendo estas las regiones I, II, III, IV junto con la región de Valparaíso (V), debido a que es el segundo más grande potencial comprador obteniendo la ventaja de cercanías para importar el producto de valor desde la central térmica a gas natural de Mejillones (SEC, 2023a, 2023b).

#### 8.2.6. Materia prima

La materia prima involucrada en la producción de DME y utilizada en la central térmica a gas natural son principalmente:

- Agua de mar, necesaria para poder brindar agua de refrigeración en los sistemas de condensación de la turbina de vapor. Además de ello, se utiliza en sistemas de tratamiento de agua, sobre todo, para el uso de la tecnología de electrólisis.
- CH<sub>4</sub>, se utiliza principalmente como combustible para la cámara de combustión, alimentándose junto con el O<sub>2</sub> brindado por la electrólisis y el aire en exceso como complemento.
- CO<sub>2</sub>, es necesaria su implementación debido a que se debe capturar de la cámara de combustión, a través de aminas, MEA como absorción química. Esto permite su utilización en el gas de síntesis (**ecuación 13**) para la producción de Metanol.
- H<sub>2</sub>, es necesaria su implementación para producir Metanol a través del gas de síntesis (**ecuación 13**), siendo brindado por la tecnología de electrólisis.
- O<sub>2</sub>, es de suma importancia su implementación, debido a que gracias a él (brindado por la electrólisis), es posible mejorar la captura de CO<sub>2</sub>, ocupándose en la cámara de combustión en reemplazo por el aire, permitiendo una mayor eficiencia y reducción en el flujo de gases combustión (reducción de NO<sub>x</sub>)



- Metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ ), es un subproducto necesario para poder producir a través del método indirecto, el DME, producto de valor.

### 8.2.7. Tecnologías, comparación y selección

Para el análisis de las tecnologías involucradas, su comparación y selección, se deben considerar las ventajas y desventajas de estos, siendo, primeramente, analizados el caso de la electrólisis, presentándose la siguiente tabla a continuación:

Tabla 5 "Electrólisis comparación y selección"

Tipo de electrólisis	Ventajas	Desventajas
Electrólisis alcalina	Más desarrollada a nivel industrial. Eficiencia 60-70%. Menos CAPEX	Respuesta más lenta y menos dinámica. Régimen de carga del 10-15%.
Electrólisis PEM	Segunda tecnología más desarrollada a nivel industrial. Velocidades de respuesta mucho más rápida. Trabajan en cualquier régimen de carga. Menos uso de espacio físico. Eficiencia 60-75%	Necesita agua deionizada, aumenta el CAPEX. Menos vida útil.
Electrólisis AEM	Combina principios de alcalina y PEM, aprovechando sus ventajas. Más compacta que alcalina. Menos concentración de KOH.	Actualmente en desarrollo, no a nivel industrial.



Electrólisis SOEC	<p>Mayor eficiencia, menos consumo eléctrico.</p> <p>Integración térmica, rangos de temperatura de 800°C a 1000°C.</p> <p>No se requieren catalizadores.</p> <p>No requiere agua a muy alta pureza.</p>	Actualmente en desarrollo, no a nivel industrial.
-------------------	---	---

Después de analizar la tabla 5, y viendo las características en más detalle del **tópico 6.1** hablado anteriormente, se escoge como tecnología la electrólisis Alcalina, debido a sus ventajas de desarrollo a nivel industrial y dado que se tiene un proyecto de una alta capacidad instalada, es necesario reducir para emplear la rentabilidad económica, la mayor cantidad de CAPEX.

Se prosigue en el análisis de tecnologías y selección para la captura de CO<sub>2</sub>, presentando las ventajas y desventajas de estas, en la **tabla 6** mostrada a continuación:

Tabla 6"Captura de CO<sub>2</sub>, comparación y selección"

Tipos de captura de CO <sub>2</sub>	Tipos de subramas tecnológicas	Ventajas	Desventajas
Adsorción	Adsorción física	Ciclos relativamente cortos y tiempos cortos de regeneración.	Coste económico muy superiores al resto.
	Adsorción química	Maximiza la transferencia de materia, minimizando la energía requerida para el bombeo.	Bajo caudal y corrientes diluidas.
Absorción	Absorción física	Recomendable económicamente	No se recomienda económicamente para



		para concentraciones de CO <sub>2</sub> elevadas.	concentraciones de CO <sub>2</sub> inferiores al 15%. Elevadas presiones y baja temperatura.
	Absorción química	Más desarrollado a nivel industrial. Bajo coste producción. Absorbancia del CO <sub>2</sub> del 90%. Costo de 24-130 €/ton CO <sub>2</sub> .	Corrosión de los equipos. Degradación del disolvente. Generación de hollín y cenizas. Alta demanda energética.
	Absorción híbrida	Combinación de ventajas física y química.	Limitación de carga. Equipos de gran volumen. Poder de corrosión de disoluciones es muy alto. Disminución de eficacia entre 10-12% en regeneración.
Membranas	-	Alta selectividad	Altas presiones (Cámara de combustión presiones bajas). Falta desarrollo a nivel industrial.



			Mejor rendimiento en concentraciones de CO <sub>2</sub> superiores a 10%.
Separación Criogénica	-	Ideal para altas concentraciones de CO <sub>2</sub>	Gran cantidad de energía requerida. Ciclo de refrigeración criogénica y etapas previas para eliminar humedad en mezcla, aumento de CAPEX.  Falta desarrollo a nivel industrial.  No es ideal para procesos postcombustión.

Finalmente se escoge la absorción química por aminas, MEA, debido a que es la más desarrollada a nivel industrial, junto con el reducido coste económico que este proceso requiere para ser llevado a cabo.

Por último, se debe esclarecer la mejor forma de producción de DME, viendo que ruta es mejor seguir, comparando y seleccionando. Esto se puede visualizar en la **tabla 7** mostrada a continuación:

Tabla 7 "Producción de DME, tecnologías y selección"

Tipos de producción de DME	Ventajas	Desventajas
Método indirecto	Al no poseer impurezas el gas de síntesis, no se generan reacciones	Requiere de más etapas para la producción de DME.  Más utilizado en la industria.



	<p>secundarias dentro de las subetapas.</p> <p>Mayor control en el proceso de producción (subetapas).</p> <p>Flexibilidad en materias primas.</p> <p>Menor costo en producción de Metanol (economías de escala).</p>	<p>Reactores más simples y menos costosos.</p>
<p>Método directo</p>	<p>Más eficiente (menos pérdida de gas natural y perdidas de eficiencia en subetapas).</p> <p>Menos etapas de producción.</p> <p>Mayor simplicidad operativa.</p>	<p>Requiere menos etapas para la producción de DME.</p> <p>Etapas y reactores más complejos, al mismo tiempo de un más alto coste.</p> <p>Menos utilizado en la industria.</p> <p>Más unidades de separación.</p> <p>Liberación de CO<sub>2</sub> por lo que requiere unidades de reformado.</p>

Dado lo anterior, se escoge el método indirecto en la producción de DME, debido a que este proceso es más sencillo de llevar a cabo, y requiere menos costes a largo plazo, al ser el más industrializado y posee una mayor flexibilidad en materias primas (por si la planta requiere cambiar su proceso de combustión).



## 8.2.8. Listado de equipos principales y características

### 8.2.8.1. Electrolizadores:

En el proceso de electrólisis se deben ocupar electrolizadores como equipo principal, para poder a través de energía eléctrica, lograr producir  $H_2$  y  $O_2$  de forma pura y eficientemente a partir de  $H_2O$ .

Dicho lo cual, se escoge a la empresa McPhy, en específico el electrolizador McLyzer 3200-80 de 16 MW, produciendo  $3200 \text{ Nm}^3/\text{h}$  de  $H_2$ , en operación de 30 bar (McPhy, 2023).

Las características de operación de este proceso han sido mencionadas anteriormente en el **tópico 8.2.4.1.** de electrólisis, siendo las más relevantes, la necesidad de a máxima capacidad instalada de planta, la utilización de 49 electrolizadores, con presiones de operación de 30 bar y  $70^\circ\text{C}$ , produciendo un flujo masico total de  $104,42 \text{ ton/h}$  de  $O_2$  y  $13,05 \text{ ton/h}$  de  $H_2$ .

### 8.2.8.2. Torres de absorción química:

Para la obtención de la captura de  $CO_2$ , se necesita como equipo principal, una torre de absorción química, para utilizar solución de aminas, en específico MEA. Dicho lo cual, estas torres a través de transferencia de masa y contacto con el gas y el solvente MEA, son capaces de separar en 2 corrientes (una de venteo con un 1,31% de fracción másica de  $CO_2$  y mayoritariamente de  $N_2$ ) y otra corriente de MEA con captura de  $CO_2$  (características de MEA en **tópico 6.4.1.1.**)

Se obtienen entonces, una torre de absorción T-100 de 60 m, con 60 etapas y volumen de  $343,53 \text{ m}^3$ , junto con altura de 45 m de torre Regenerador, con 45 etapas y volumen de  $257,64 \text{ m}^3$ .

### 8.2.8.3. Torres de destilación:

Para la producción de MeOH y DME, se necesitan torres de destilación, capaces de purificar a través de diferentes puntos de ebullición y el ingreso de calor, los productos de interés, separándolos en distintas corrientes de recuperación y producto final.

Como antes se mencionó, estas torres de destilación, están formadas por un reboiler (básicamente es un IDC capaz de vaporizar el líquido que fluye hacia arriba desde la parte inferior de la torre) y por un condensador, de distintos tipos, tanto full reflux o total (la diferencia radica en, la cantidad de reflujo hacia dentro de la torre reingresan, siendo el L/D



mayor o menor), permitiendo que este último equipo, condense devolviendo a la parte superior el flujo, aumentando la transferencia de materia.

Finalmente, se logra a través de distintos puntos de ebullición y el ingreso de calor, un flujo de producto de interés, siendo en el caso de la producción de MeOH al 94,46% de pureza másica un total de 64,99 ton/h de producción, y para el caso de DME con 99,68% de pureza másica un total de 45,78 ton/h de producción.

Por último, para la producción de MeOH se utilizan 2 torres de destilación, siendo estas T-100 una altura de 30 m y un volumen de 159,27 m<sup>3</sup>, y para la torre de destilación T-101 una altura de 22 m y un volumen de 116,80 m<sup>3</sup>. Ahora bien, para el caso del DME se ocupan 2 torres de destilación, siendo estas la torre T-100 se tiene una altura de 15 m y un volumen de 79,63 m<sup>3</sup> y para la torre de destilación T-101 se tiene una altura de 10 m y un volumen de 53,09 m<sup>3</sup>.

#### 8.2.8.4. Reactor PFR tubular lecho fijo:

Finalmente, se debe especificar qué tipo de reactores se deben ocupar para ambas simulaciones y procesos en la producción de MeOH y DME, siendo estos reactores PFR tubulares, ambos de lecho fijo, con el fin de reducción de costos y complejidad en su desarrollo. Además de ello, se deben especificar el tipo de catalizador a ocupar, el tonelaje ocupado de este, y el volumen de reactor ocupado en ambos procesos, siendo estos calculados por las **ecuaciones 45-50**, obteniendo las características mencionadas en el **tópico 8.2.10.2.** y **8.2.10.3.**

Además de ello, el reactor dentro de la producción de MeOH, necesita una conversión determinada según el **Anexo B** y **figuras 15-18** basándose en la temperatura y presión de este, obteniendo la máxima selectividad posible.

Por último, se obtiene un volumen de 42,29 m<sup>3</sup> de reactor capaz de convertir el flujo másico antes mencionado en la producción de MeOH, mientras que de un volumen de 21,11 m<sup>3</sup> para el reactor de lecho fijo en la producción de DME.

#### 8.2.9. Balance de materia y energía, análisis previos a simulación HYSYS

En esta sección se analizarán las etapas y proceso previos antes de la simulación HYSYS, para obtener los gases de combustión en la cámara de combustión y el H<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> necesarios



para obtener una producción deseada de DME, aplicando las tecnologías antes mencionadas de electrólisis y O<sub>2</sub> alimentado a la cámara de combustión.

Primeramente, para el **proceso de electrólisis**, se necesitan conocer el tonelaje y electrolizadores necesarios para poder alimentar al gas de síntesis de H<sub>2</sub> y suministrar el O<sub>2</sub> a la cámara de combustión, por lo que se procede a utilizar la capacidad instalada de la central térmica a gas natural de Atacama, Mejillones, siendo esta de 781 MW.

Dicho lo cual, se establece que, para lograr ocupar aquella capacidad instalada, se necesita cierta cantidad de electrolizadores Alcalinos de la empresa McPhy, en específico el electrolizador McLyzer 3200-80 de 16 MW, produciendo 3200 Nm<sup>3</sup>/h de H<sub>2</sub>, en operación de 30 bar (McPhy, 2023).

Por lo cual, a través de la **ecuación 21** mostrada a continuación, se obtienen la cantidad de electrolizadores y el objetivo a producir, siendo está representada como:

$$N^{\circ}electrolizadores = \frac{Capacidad\ instalada}{Capacidad\ electrolizador} \quad (21)$$

Obteniendo 49 electrolizadores. Además de ello, se necesita saber cuál es la capacidad de producción de estos 49 electrolizadores, siendo nuestro objetivo para cumplir más adelante en el balance de materia de la planta de electrólisis. Por lo que a través de la **ecuación 22** mostrada a continuación, se consigue explicar la producción, siendo esta:

$$F_{electrolizadores} = F_{normal} \frac{T_N(K)}{T_{deseada}(K)} \cdot \frac{P_N(bar)}{P_{deseada}(bar)} \cdot N^{\circ}electrolizadores \quad (22)$$

Obteniendo así, un flujo de 2971,25 m<sup>3</sup>/h de producción de H<sub>2</sub> por electrolizador, obteniendo 145.034 m<sup>3</sup>/h de producción de H<sub>2</sub> por los 49 electrolizadores. Ahora bien, se debe representar en términos masicos, a través de la **ecuación 23** mostrada a continuación, siendo esta:

$$P_{H_2} = (F_{electrolizadores} \cdot \frac{D_{H_2}}{1000}) \quad (23)$$

Siendo D<sub>H<sub>2</sub></sub> la densidad del H<sub>2</sub> de 0,09 kg/m<sup>3</sup> y obteniendo así, 13,05 ton/h de producción de H<sub>2</sub>.

Ya habiendo definido el objetivo de producción, se debe realizar el BM en el proceso de electrólisis (principalmente a través de la ecuación 1), siendo este representado con sus etapas



en la **figura 9**, primeramente, por una velocidad de reacción (comenzando desde la **corriente 7**), a través de la **ecuación 24**, mostrada a continuación:

$$V_{reacción} = \frac{E_{ff} \cdot F_{H_2O}}{P \cdot N} \quad (24)$$

Siendo  $E_{ff}$  la eficiencia de la reacción (80%),  $F_{H_2O}$  el flujo másico de  $H_2O$ ,  $P$  el peso molecular en kg/kmol del  $H_2O$  y  $N$  el coeficiente estequiométrico del  $H_2O$ . De esta forma, se obtienen kmol/h para luego, en la corriente 8 a través de los distintos componentes ( $H_2$ ,  $H_2O$  y  $O_2$ ), transformar los kmol/h de reacción en kg/h según la **ecuación 25** mostrada a continuación:

$$F_{másico} = P \cdot N \cdot V_{reacción} \quad (25)$$

Además de que, como la corriente de  $H_2O$  se está consumiendo en la reacción, se debe a través de la **ecuación 26** expresar esta convergencia, siendo expresada como:

$$F_{salida} = F_{anterior} - F_{másico} \quad (26)$$

Y se tiene que, cuando un bloque posee más entradas y salidas, a través de la **ecuación 27** se puede entender que:

$$F_{salida1} = F_{entrada} - F_{salida2} \quad (27)$$

Y si se tienen flujo de entrada y salida solamente, se obtiene a través de un factor de separación (competente según las cualidades del equipo y teoría detrás de él), siendo expresada como la **ecuación 28**, mostrada a continuación:

$$F_{salida} = F_{ff} \cdot F_{entrada} \quad (28)$$

Siendo  $F_{ff}$  el factor de separación.

Ahora bien, ya habiendo definido esto, se puede obtener el flujo de  $H_2O$  de la **figura 9 corriente 7**, permitiendo un primer solver entre lo obtenido como producción en base a los 49 electrolizadores previamente explicados, y los obtenidos, con factores de separación en la etapa de separación de 50%, y 80% en la adsorción física con sílice.

Dado lo anterior, a través de la minimización de la diferencia al cuadrado entre el objetivo teórico y el experimental, se obtiene un flujo de  $H_2O$  de 146,862 ton/h y una producción de 13,05 ton/h de  $H_2$  y 104,42 ton/h de  $O_2$ .



No obstante, faltan los flujos previos además de considerar las sales de mar en el proceso, por lo que se toma en consideración la composición de agua de mar según las sales, junto con su % de concentración respecto al total, siendo expresada de la siguiente manera, con la **ecuación 29** mostrada a continuación:

$$\%concentracion = \frac{ppm}{ppm\ total} \quad (29)$$

Mientras que, la concentración de las sales, exceptuando el H<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> (componentes principales de electrólisis), queda expresado como la **ecuación 30**, siendo:

$$F_{sales\ acumulada} = \frac{C_{acumulada\ sales} \cdot F_{acumulado\ H_2\ y\ O_2}}{C_{acumulada\ H_2\ y\ O_2}} \quad (30)$$

Siendo  $C_{acumulada\ sales}$  y  $F_{acumulado\ H_2\ y\ O_2}$  la sumatoria de las concentraciones y flujos.

Con todo eso, estos flujos se determinan inversamente desde la **corriente 7**, expresándose que, la **corriente 3**, será igual a la corriente 5, pero con un 40% (corriente de permeado), y la **corriente 4** será el resultado de la **ecuación 26**.

Se tiene entonces, una relación respecto a las corrientes, obteniendo así, junto con la concentración respectiva, y la eliminación del 99,9% de los iones en la etapa de deionización, la materia prima de agua de mar necesaria para la obtención del H<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> de la electrólisis, siendo de 367,155 ton/h de agua de mar (Mi Arrecife, 2020).

Ya habiendo explicado y obtenido los resultados de la electrólisis, es necesario ahora, entender el BM y BE de la cámara de combustión (primero para el caso base sin influencia de O<sub>2</sub>), para la obtención de los gases de combustión, siendo estos obtenidos, primeramente, a través de la **ecuación 26** y de la siguiente reacción, siendo esta expresada como:



Dicho lo cual, se trabajará, primeramente, con un flujo másico de CH<sub>4</sub>, siendo este de 71,77 ton/h de producción por la central térmica a gas natural de Mejillones (CNE, 2015).

Dado lo anterior, se lleva a cabo un BM en moles, siendo que, al 350% de exceso de aire, se obtiene los flujos iniciales como:

$$F_{entrada\ conocido/limitante} = \frac{F_{entrada}}{PM} \quad (32)$$

Siendo PM el peso molecular expresado en kg/kmol.



Ahora bien, para el aire (en relación estequiométrica y respecto al exceso), se debe realizar la siguiente expresión, **ecuación 33**, tal como:

$$F_{aire} = \left( C \cdot F_{entrada\ conocido/limitante} + C \cdot F_{entrada\ conocido/limitante} \cdot \frac{79}{21} \right) \cdot (1 + exceso\ aire) \quad (33)$$

Dado lo anterior, el flujo de N<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> de entrada, estarán en relación 0,79 y 0,21 de  $F_{aire}$ .

Dicho lo cual, se tienen como flujos de salida en relación estequiométrica, expresados como:

$$F_{salida} = F_{entrada\ conocido/limitante} \cdot C \quad (34)$$

Siendo C, el coeficiente estequiométrico del compuesto.

Ahora bien, para lograr obtener coherencia también con la temperatura a la cual, se estará alimentando la cámara de combustión, se debe realizar un BE junto con el BM.

Es por ello por lo que, se debe relacionar las entalpías y los flujos másicos, para obtener un flujo energético en kcal/h, expresándose así:

$$H = Cp \cdot (\Delta T) \quad (35)$$

Siendo H la entalpia medida en kcal/kg, Cp la constante el calor específico (kcal/°C·T) y  $\Delta T$  la variación de temperatura con una temperatura de referencia.

Finalmente, se debe expresar la energía como:

$$F_{energetico} = H \cdot F_{másico} \quad (36)$$

Siendo  $F_{energetico}$  expresado en kcal/h.

Ahora, en el caso del componente de CH<sub>4</sub>, es diferente, debido a que como es un combustible está el poder calorífico involucrado, expresándose como:

$$F_{CH_4} = H \cdot F_{másico} + F_{másico} \cdot P \quad (37)$$

Siendo P el poder calorífico expresado en kcal/kg.

Todo esto se realiza con los respectivos arreglos de unidades respecto a ton/h.

Se realiza los mismos pasos para la obtención de los flujos de salida, pero en específico hay que considerar el calor latente como obtención del producto de H<sub>2</sub>O, demostrándose así en la siguiente ecuación su expresión, siendo esta:

$$F_{salida\ total} = \sum F_{salidas} \cdot H + L \cdot F_{salida\ H_2O} \quad (38)$$

Siendo L el calor latente de vapor, expresado en kcal/kg.



Ya obtenidos los flujos, se procede a obtener las concentraciones de cada uno de los componentes involucrados, expresándose como:

$$\%C_c = \frac{F_{componente}}{F_{total\ componentes}} \quad (39)$$

Siendo  $\%C_c$  el porcentaje de concentración de los componentes respecto al total.

Ahora bien, se debe aplicar solver para conocer la temperatura involucrada de salida en la cámara de combustión, y que esta no sobrepase los 1400°C para evitar problemas con la turbina de gas (**tópico 6.2.2.**). Además de ello, se variará el aire secundario de entrada (complementario al O<sub>2</sub> que se le ingresa o aire), minimizando la diferencia al cuadrado de la energía que entra y la energía que sale.

Finalmente, se realizan los mismos cálculos antes mencionados (**ecuación 32-39**) al agregársele el O<sub>2</sub> (15% de exceso) de la electrólisis, considerando que, este O<sub>2</sub> de 104,42 ton/h, debe ser auxiliar a la relación estequiométrica de este, siendo que el N<sub>2</sub> se verá reducido e influido por este, expresándose como:

$$F_{N_2\ ingreso\ O_2} = (F_{aire} \cdot PM - 104,42) \cdot 79/21 \quad (40)$$

Y se expresa el O<sub>2</sub>, como:

$$F_{O_2} = C \cdot F_{CH_4} \cdot (1 + \text{exceso oxígeno}) \quad (41)$$

Reflejándose el F<sub>N2</sub> como:

$$F_{N_2} = \frac{F_{N_2\ ingreso\ O_2}}{PM} \quad (42)$$

Ya habiendo definido los puntos anteriores, junto con él aire secundario y temperatura como variables, estableciendo objetivo para minimizar la diferencia al cuadrado de las energías entrantes y salidas, se aplica solver, obteniendo así, 1350°C de operación y 1317 ton/h de aire secundario a máxima capacidad de temperatura que puede aguantar la turbina con la influencia del O<sub>2</sub> por parte de la electrólisis.

Se mantiene la coherencia energética y materia, logrando obtener un aumento de temperatura de 702°C y un aumento en la concentración de CO<sub>2</sub> de 4,169% junto con una reducción de flujo a 2569 ton/h de gases combustión, en comparación a solo ingresar aire, de 3,514% de concentración másica de CO<sub>2</sub> y flujos de 5616 ton/h de gases combustión. Cabe recalcar que



se obtienen resultados esperables según el estudio previo del rango de concentración de CO<sub>2</sub> en centrales a gas natural (3-10%) y rangos de temperaturas esperados.

Por último, se obtiene el flujo másico necesario para dar comienzo a la captura de CO<sub>2</sub> en HYSYS y su simulación, obteniendo 5616 ton/h con 3,514% de concentración másica de CO<sub>2</sub> en el caso base sin influencia de O<sub>2</sub> (**tópico 6.2.3.**). Sin embargo, solo se utilizarán 3540 ton/h de gases combustión a concentración másica de 3,514% de CO<sub>2</sub>, dado que no se tiene suficiente hidrógeno capaz de reaccionar con el total de gases combustión de la central térmica.

#### 8.2.10. Simulación HYSYS

Para la producción de DME, es necesaria la elaboración de distintos tipos de procesos, ya explicados anteriormente en la sección **8.2.4**, siendo desarrollados a través de simulación de HYSYS, permitiendo simplificar y profundizar, en los equipos, costos (inversión según los requerimientos), y flujos coherentes.

##### 8.2.10.1. Simulación HYSYS captura de CO<sub>2</sub>

Dicho lo cual y observando la **figura 12** mostrada a continuación, primeramente, se desarrollará la simulación en HYSYS de la **captura de CO<sub>2</sub>**, en donde se debe llevar a cabo después de la caldera de recuperación de calor (**HRSG**), y un poco antes de la salida de los gases por la chimenea, dado que se quiere obtener un flujo de gases de combustión a una temperatura lo más baja posible, obteniendo temperaturas de 120°C y presiones bajas (cerca de presiones atmosféricas), para reducir el impacto económico de expansores y IDC después de la cámara de combustión, junto con impedir la disolución de las aminas MEA debido a temperaturas muy elevadas (M. Blanco & Peña, 2011).

Además de ello, para permitir una buena captura, se debe lograr presiones parciales de CO<sub>2</sub> de entrada al proceso de 3-15kPa, siendo a través de los expansores previos a la torre de absorción la solución ideal (Moreno et al., 2021).

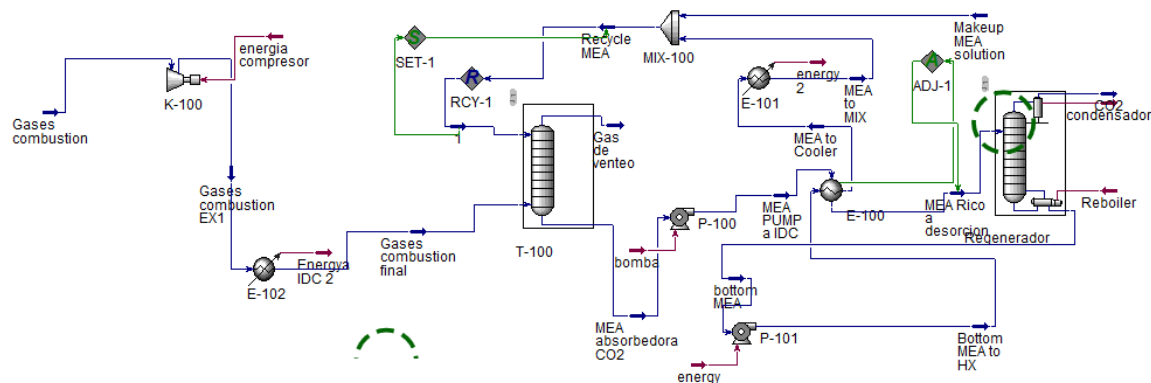


Figura 12" Caso base simulación HYSYS de Captura de CO<sub>2</sub> con aminas MEA sin influencia O<sub>2</sub>, recuperación del 76% (Elaboración propia)".

Primeramente, se considera que al ser la capacidad instalada una limitante en el proceso (capacidad instalada de la central térmica a gas natural de Mejillones de 781 MW) y producir 13,05 ton/h de H<sub>2</sub>, el H<sub>2</sub> es el flujo másico limitante en la producción de MeOH, por lo que no es necesario utilizar el flujo completo de gases de combustión (5616 ton/h con 3,51% de concentración másica de CO<sub>2</sub>, 120°C y 1 bar), sino simplemente 3540 ton/h de estos. Esto es con el fin de que, los reactores multitubulares en etapas posteriores al utilizar las reacciones necesarias vistas anteriormente, logren hacer reaccionar el H<sub>2</sub> limitante y no tener excesos de CO<sub>2</sub> capturado, para tener gastos innecesarios y generación de subproductos indeseados.

Dado lo anterior se debe, ya teniendo los gases de combustión para satisfacer la coherencia de cálculos (3540 ton/h con 3,51% de concentración másica de CO<sub>2</sub>, 120°C y 1 bar), trasladar los gases de combustión a través del compresor K-100 (comprimiendo el gas a 1,5 bar), junto con el intercambiador de calor Cooler E-102 (-131,5°C) para obtener los gases de combustión final a 50°C y 3 bar (mismas composiciones de salida de la cámara de combustión, siendo estos 17,89% de O<sub>2</sub>, 2,87% de H<sub>2</sub>O, 75,72% de N<sub>2</sub> y 3,51% de CO<sub>2</sub> de concentraciones másicas).

Este flujo de gases de combustión final ingresa a una torre de absorción T-100 (3 bar de presión de diseño de torre) junto con el flujo de aminas MEA (corriente 1) a 25°C y 1 bar, de 1650 ton/h (con 22,86% de concentración másica de MEA y 77,14% de concentración másica de H<sub>2</sub>O), permitiendo un flujo de MEA absorbedor de CO<sub>2</sub> de 1751 ton/h con 5,39% de



concentración de CO<sub>2</sub>, y un flujo de venteo de 3439 ton/h de N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, MEA y CO<sub>2</sub> al 77,94%, 18,41%, 2,77%, 0,001% y 0,87% de concentración másica respectivamente.

Dicho lo cual, se procede a llevar el flujo a la torre de desorción (siendo en este caso Regenerador, una torre de destilación con condensador full Reflux y reboiler) a través de la bomba P-100, aumentando la temperatura a 113°C en el intercambiador de calor E-100 para su ingreso a la torre de desorción.

En la torre regeneradora, se considera una presión del equipo de 2 bar, obteniendo una convergencia sin reflujo de 74,64% de concentración de CO<sub>2</sub> por la corriente CO<sub>2</sub>, por lo que se requiere transportar el Bottom MEA a través de una bomba (P-101) y a través de un IDC (E-100), aumentar su presión y disminuir la temperatura, a 4 bar y pasar de 123°C a 62,16°C para obtener, una temperatura similar a la corriente 1 (Flujo de amina MEA).

Dentro de los pasos finales, se requiere un último IDC E-101, para alcanzar la temperatura de 25°C, y para obtener un reflujo convergente, la utilización de un MIX-100 (con flujo másico de H<sub>2</sub>O), alcanzando una convergencia y resultado final de captura de 94,43 ton/h de CO<sub>2</sub>, al 76% de captura, representado como flujo de salida de 111,1 ton/h con concentraciones másicas de 85% CO<sub>2</sub> y 15% H<sub>2</sub>O.

Para finalizar, el volumen de las diferentes torres ya sea de destilación o absorción, es posible calcularlo a través de la siguiente **ecuación 43** mostrada a continuación, siendo esta:

$$V_{torres} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{efectivo})^2 \cdot H_{torre}(etapas) \quad (43)$$

Siendo el  $D_{efectivo}$  expresado en la siguiente **ecuación 44**, mostrada a continuación:

$$D_{efectivo} = D + 2 \cdot pack\ space \quad (44)$$

Por último, dado lo anterior, se obtuvieron alturas de torre absorción T-100 de 45 m, con 45 etapas y volumen de 261,32 m<sup>3</sup>, junto con altura de 22 m de torre Regenerador, con 22 etapas y volumen de 127,75 m<sup>3</sup>, visualizados en la **figura 12** y obtenidos a través de la simulación HYSYS.

#### 8.2.10.2. Simulación HYSYS producción Metanol

Para la simulación de HYSYS de la producción de Metanol, es necesario esclarecer ciertas problemáticas primero, entre las cuales, la más importante es el tipo de reactor a utilizar, siendo este un reactor tubular de tubos y corazas, similar a un PFR (reactor flujo pistón),



teniendo como características, el tipo de catalizador (siendo este del tipo Cu/ZnO), masa de catalizador y volumen de reactor.

El cálculo del volumen del reactor se determina a través de la siguiente **ecuación 45**, mostrada a continuación:

$$GHSV(h^{-1}) = \frac{\left( \text{Flujo volumetrico} \left( \frac{Nm^3}{h} \right) \right)}{V_{reactor}} \quad (45)$$

Tomando en consideración, un GHSV de 10.000 h<sup>-1</sup> para reactor multitubular en la producción de MeOH y 2500 h<sup>-1</sup> para la producción de DME (arab et al., 2014).

Ahora bien, se considera, además, la densidad del catalizador, siendo esta 1300 kg/m<sup>3</sup>, para obtener la masa de catalizador a utilizar, junto con el volumen ocupado, a través del void fraction (fracción de vacío, representando la proporción de volumen vacío respecto al volumen total) (Ledakowicz et al., 2013).

Dicho lo anterior, el volumen del catalizador se representa a través de la siguiente **ecuación 46**, mostrada a continuación:

$$V_{particula} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{particula})^2 \cdot H_{particula} \quad (46)$$

En paralelo, se puede calcular la masa de catalizador utilizada en la operación, a través de la **ecuación 47** mostrada a continuación:

$$M_{catalizador} = V_{particula} \cdot D_{catalizador} \quad (47)$$

Esto, junto con el Volumen total de vacío ocupado por el catalizador y su volumen, se representa con el void fraction, a través de la **ecuación 48**, mostrada a continuación:

$$e = \frac{V_{vacio}}{V_{total}} \quad (48)$$

Expresando de esta manera, que el volumen de vacío total ocupado por el catalizador se puede expresar como la **ecuación 49**, mostrada a continuación:

$$V_{vacio\ catalizador} = e \cdot V_{total} \quad (49)$$

Dentro de los pasos finales, se determina el la masa total de catalizador ocupado en el reactor, tomándose en consideración el espacio vacío como referencia, es decir, la **ecuación 49** con la densidad del catalizador, o bien, la masa de catalizador (**ecuación 47**), con el número de



partículas, siendo este representado de la siguiente manera, en la **ecuación 50**, mostrada a continuación:

$$N_{particulas} = \frac{V_{vacio\ catalizador}}{V_{particula}} \quad (50)$$

Dado lo antes expuesto, se toma en consideración datos de un reactor de tubos y corazas tubular (PFR) para una producción de MeOH industrial, de tipo de catalizador cilíndrico (Cu/ZnO), 1620 N° de tubos, void fraction de 0,285,  $L_{tubos}$  de 7 m,  $D_{tubos}$  de 0,04 m, flujo de alimentación 57279 ton/h,  $D_{particula}$  de 0,0054 m y  $H_{particula}$  de 0,0052 m (Gómez et al., 2015).

Esto con el fin de escalar a los requerimientos necesarios actuales, de un flujo de superior al escogido, de 124,3 ton/h de alimentación, tomando en consideración una proporción de N° de tubos respecto a los flujos máxicos de ambos equipos, de 2,17 (relación entre flujos de alimentación).

Cabe recalcar que, la masa total de catalizador equivale al 10% de la alimentación al reactor, por lo que se encuentra dentro de un rango aceptable.

Finalmente, se obtiene un volumen de reactor de 32,63 m<sup>3</sup>, con 12.089 kg de masa de catalizador Cu/ZnO.

Ahora bien, hay que determinar la conversión del reactor, y esto se puede representar a través de un análisis en su temperatura, presión y selectividad respecto a distintos resultados obtenidos experimentalmente en un reactor tubular PFR, en la producción de MeOH.

Dicho lo cual, en el **Anexo B figura 32**, se denota que la temperatura óptima de operación, para obtener una buena conversión, y decente selectividad, es alrededor de 490 K, debido a que, a medida que se superan los 500 K, al ser una función similar a logarítmica, se tiende a mantener una conversión no superior al 25%, reduciendo la selectividad de MeOH al subir la temperatura, tendiendo de esta manera, a producir menos Metanol.

Ahora bien, desde el punto de vista de la presión (bar), se puede visualizar que, en el **Anexo B figura 33**, se observan graficas logarítmicas, tendiendo a un óptimo alrededor de los 40 bar, manteniéndose hasta los 50 bar en relación con la temperatura (debido a que, si se aumenta mucho la presión, aumenta de sobremanera la temperatura, reduciéndose la conversión y selectividad de MeOH) una producción decente de Metanol.

Dicho lo cual, se decide trabajar con un reactor tubular PFR, de lecho fijo, a presión de operación de 43 bar, 493 K, y conversión parcial de  $\text{CO}_2$  del 23%, junto con una conversión parcial del 7% de CO (**figuras 34 y 35**), dado a los mismos motivos mencionados anteriormente, sobre todo, para no perjudicar la reacción principal y más influyente en presión y temperatura, de conversión de  $\text{CO}_2$ .

Finalmente, se trabaja con una conversión global de los reactores multitubulares del 82,4% (Sánchez, 2018).

Ahora bien, ya habiendo definido los puntos importantes previos a la simulación HYSYS de Metanol, se procede a simular el proceso, visualizado en la **figura 13**, mostrada a continuación.

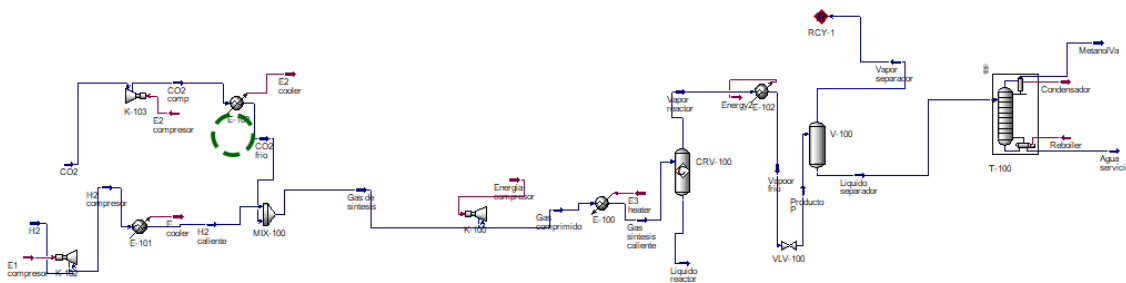


Figura 13 "Simulación HYSYS de producción MeOH, con 99,9% de pureza másica y 65,934 ton/h de producción (Elaboración propia)".

Primeramente, se deben ingresar las corrientes previas de  $\text{CO}_2$  capturado y  $\text{H}_2$  producido por el proceso de electrólisis, siendo estas de 111,1 ton/h de corriente  $\text{CO}_2$  de entrada (94,43 ton/h de  $\text{CO}_2$  y el resto vapor de agua) al 76% de captura y 13,05 ton/h de hidrógeno puro respectivamente. Después de ello, se procede a comprimir las etapas (K-102 y K-103) para luego enfriarlas (IDC), obteniendo corrientes de 42 bar y  $185^\circ\text{C}$  de  $\text{CO}_2$  junto con  $185^\circ\text{C}$  de  $\text{H}_2$ , mezclándolos en el mezclador (MIX-100), formando un flujo de  $179,3^\circ\text{C}$  y presiones de 42 bar de mezcla. Se procede al compresor K-100, comprimiendo y calentando hasta llegar a los requerimientos operacionales de entrada al reactor multitubular de lecho fijo (PFR), a 43 bar y  $220^\circ\text{C}$ , obteniendo un flujo de vapor de MeOH,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y CO.

Se sigue el circuito, manteniendo estable la presión, pero reduciendo la temperatura hasta los  $21^\circ\text{C}$  a través del IDC E-102 y reduciendo la presión gracias a la válvula VLV-100 para

permitir una separación óptima de  $\text{CO}_2$  y  $\text{CO}$  de  $\text{MeOH}$  y  $\text{H}_2\text{O}$  en el separador flash V-100, alcanzando un flujo líquido de 121,4 ton/h al 54,37% de composición másica de  $\text{MeOH}$  y 45,62% de  $\text{H}_2\text{O}$ , con 0,01% de  $\text{CO}$  de impureza. Dado lo anterior y manteniendo temperaturas bajas ( $21,83^\circ\text{C}$ ) a la entrada de la torre de destilación T-100, es posible obtener de la corriente gaseosa con condensador full reflux, 66 ton/h de flujo másico al 99,9% de pureza de  $\text{MeOH}$ .

Por último, gracias a la **ecuación 43**, se obtiene el volumen y altura de la torre de destilación, siendo para la torre T-100 una altura de 30 m y un volumen de  $159,27 \text{ m}^3$ .

### 8.2.10.3. Simulación HYSYS producción DME

Para la producción de DME, ya habiendo obtenido el flujo másico de  $\text{MeOH}$ , primeramente, es necesario establecer el tipo de reactor (PFR, tubular de lecho fijo, dado a que es más simple y tiene un menor costo) y la conversión a la cual es necesaria trabajar (80% de conversión), junto con el tamaño de reactor y masa del catalizador a ocupar. Por estas razones, dadas las ecuaciones antes planteadas, siendo estas la **ecuación 45** y **ecuación 47**, se necesita un reactor de  $6,98 \text{ m}^3$  y 1433 kg de masa de catalizador ZSM-5, de densidad de  $720 \text{ kg/m}^3$  (ACSMaterial, 2024; Ramos Rodríguez, 2015).

Dicho lo cual, ya habiendo definido las características principales del proceso previo a la simulación, ahora es posible simular, siendo el proceso observado en la **figura 14**, mostrado a continuación.

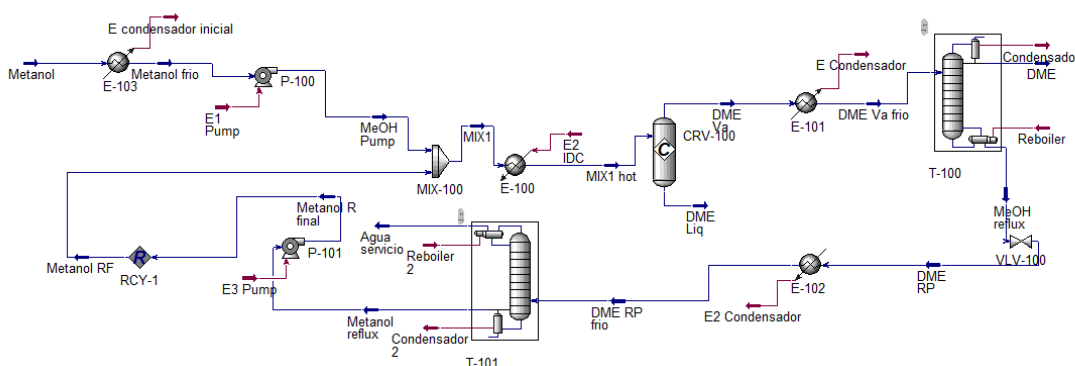


Figura 14" Simulación HYSYS de producción de DME indirecto, con 99,65% de pureza másica y 46,75 ton/h de producción (Elaboración propia)".



El MeOH producido anteriormente, es ingresado como corriente de Metanol, pasando por un IDC E-103, reduciendo su temperatura con caída de presión, hasta 1 bar y 25°C, para lograr trasladar a través de una bomba (P-100) el flujo de metanol frío y subirle la presión a 15,5 bar, para eventualmente llegar a un mezclador MIX-100, siendo este, el encargado de manejar el reflujo del proceso.

Después de ello, el flujo de MIX-100 se dirige a un IDC E-100, para subir la temperatura necesaria según los requerimientos a 250°C y mantener una presión a 13,5 bar, permitiendo al reactor CRV-100 producir DME con un flujo másico de 82,42 ton/h al 56,72% de fracción másica. El flujo de mezcla conteniendo DME es dirigido hacia el IDC E-101, para enfriar el flujo e ingresarlo a la primera torre de destilación T-100, produciendo un flujo de DME líquido (condensador total) y un flujo dirigido al reflujo de MIX-100 de MeOH sobrante.

El flujo de reflujo de MeOH debe ir reduciendo su presión y temperatura, hasta entrar a la segunda torre de destilación, siendo esta T-101, con flujo de alimentación de 35,51 ton/h, 8 bar y 139°C al 45,33% de fracción másica de MeOH, logrando la conexión hacia el MIX-100 gracias a la bomba P-101 y manteniendo la presión estable y coherente con los flujos previos.

Finalmente se obtiene la producción de DME de 46,75 ton/h al 99,65% de pureza, gracias al reflujo y los equipos previos analizados y utilizados. Además de ello, se obtiene una altura y volumen de torres de destilación ocupadas (**ecuación 43** antes mencionada), siendo que, para la torre T-100 se tiene una altura de 15 m y un volumen de 79,63 m<sup>3</sup> y para la torre de destilación T-101 se tiene una altura de 10 m y un volumen de 53,09 m<sup>3</sup>.

#### 8.2.11. Análisis Legal (leyes y normativas necesarias)

Debido a que por necesidades del proceso se planea extraer agua de Mejillones, para el proceso de electrólisis y agua de servicio para los IDC de la producción de MeOH y DME, al igual que los Condensadores de las torres de destilación de estos, es necesario seguir el decreto con fuerza de ley N° 1.122 del ministerio de justicia, que fija texto del código de aguas, que norma las aguas y el derecho de aprovechamiento, que indica que se debe declarar la cantidad de agua utilizada en metros cúbicos anuales, al igual que el costo de construcción de sistema para retirar agua y se debe solicitar el derecho de aprovechamiento de aguas



superficiales (sobre todo para el caso de la captura de CO<sub>2</sub>, se prefiere el uso de agua dulce evitando la corrosión de los equipos en la captura con aminas, MEA) (ministerio de justicia, 1981).

Además de lo antes mencionado, se debe tener en consideración, según el Decreto supremo 90 en la gestión ambiental, que la descarga de salmuera obtenida por el proceso de OI hacia el mar, debe estar en norma según la concentración máxima permitida de contaminantes hacia cursos de agua marina. En el **Anexo C, figura 19** se denota que, el flujo de salmuera está dentro de la normativa y cumple, por lo que es posible descargarla hacia el mar.

Dentro de los últimos tópicos a considerar, para la protección de ecosistemas marinos se debe tener un rango de 2 kilómetros de distancia de succión y descarga desde la costa abierta, según el Comité Científico del Cambio Climático (Comité Científico de Cambio Climático, 2022).

Por último, cabe mencionar que, al ocuparse tecnologías tales como la captura de CO<sub>2</sub>, no se obtienen impurezas, permitiendo así que no se generen reacciones secundarias dañinas o productos impuros que puedan provocar daño medioambiental. De la misma manera, al utilizar el proceso de electrólisis para optimizar las etapas de combustión, junto con la producción de H<sub>2</sub> puro, también no se generan impurezas. Dicho lo cual, no es necesario seguir normas debido a la inocuidad del proceso.

Ahora bien, dentro de las sub-etapas en la formación de DME, sobre todo en la producción previa de MeOH, se liberan a la atmosfera 2894 kg/h de CO, por lo que se debe mantener la normativa primaria de aire al liberarlo a la atmosfera, cumpliendo los  $30 \frac{\mu g}{m^3 N}$  o 26 ppmv del decreto supremo N°115/2002 MINSEGPRES (SINCA, 2015).

Esto se puede lograr a través de la liberación del CO a mayor altura (mediante una chimenea de 260 m de altura, lo cual dado el espacio ocupado por la planta de CO<sub>2</sub>, se logra la validación de la normativa, considerando la dispersión completa del gas en ½ horas respecto al volumen de espacio estipulado en **tópico 8.2.5** y al tonelaje por hora de CO), para su dispersión, o bien optimizar el proceso con reflujos, reduciendo el tonelaje de CO<sub>2</sub> capturado, para que, dado que el H<sub>2</sub> se agotó y no puede reaccionar más, el CO generado sea menor.



Además de ello se puede agregar una etapa de adsorción física con sílice o carbón activado, capaz de reducir estas emisiones.

Por último, se encuentra la opción de agua de servicio de reflujo en la última fase de la producción de DME, debido a que, en la **figura 14**, en la corriente **Metanol RF** se recirculan 6,48% de agua de servicio a 15 bar y 113°C, siendo circulados 1064 kg/h. Dicho lo cual, es posible reingresar este flujo másico al proceso de electrólisis, previo a los electrolizadores, específicamente a la etapa de OI (dado que el agua de servicio esta con iones, dañinos en la etapa de electrólisis) para poder ser utilizado con virtud en la producción.

Ahora bien, es necesario antes del ingreso a esta etapa, mantener las condiciones óptimas, necesitando IDC para enfriar las temperaturas del reflujo a condiciones óptimas de operación.

#### 8.2.12. Análisis Ambiental

Tomando en cuenta lo dispuesto en el artículo 9° de la Ley 19.300 y a lo indicado en el artículo 4° del Decreto N°40 del Ministerio de Medio Ambiente (MMA), el titular de un proyecto o actividad se debe acoger voluntariamente al SEIA y deberá presentar una Declaración de Impacto Ambiental, salvo que dicho proyecto o actividad genere o presente alguno de los efectos, características o circunstancias contemplados en el artículo 11 de la Ley 19.300. En aquel caso deberá presentar un Estudio de Impacto Ambiental.

Según el artículo 11 anteriormente mencionado un proyecto o actividad debe presentar estudio de impacto ambiental si presentan o generan por lo menos uno de los siguientes escenarios (BCN, 1994).

Se analizará cada uno de ellos para evaluar si se presentan a lo menos uno de los siguientes escenarios:

- “Riesgo para la salud de la población, debido a la cantidad y calidad de efluentes, emisiones o residuos”.

En relación con los residuos y efluentes generados estos serán principalmente aguas servidas (RILES) y salmuera (producto de la OI del proceso de electrólisis). En cuanto a efluentes líquidos, el proyecto generará descargas de contaminantes sobre cuerpos de aguas superficiales o subterráneos, tal como es el caso de la salmuera producto de la OI del proceso de electrólisis, siendo que se debe cumplir el DS 90, visualizado en el **anexo C** según la



concentración de los iones en está. Además de ello, los efluentes líquidos generados durante la etapa de construcción y operación corresponderán a aguas servidas de los baños, los cuales serán gestionados por una empresa debidamente acreditada, la cual se encargará de su disposición final (BCN, 2000; Comité Científico de Cambio Climático, 2022).

El resto de las emisiones o residuos no se consideran exceptuando la liberación de CO como residuo, debido a la captura de CO<sub>2</sub> (principal residuo en el proceso, siendo capturado por aminas, MEA, y recirculado en el proceso), junto con agua de proceso, siendo utilizado como materia para agua de enfriamiento dentro de los IDC de las distintas etapas.

- “Efectos adversos significativos sobre la cantidad y calidad de los recursos naturales renovables, incluidos el suelo, agua y aire”.

Con respecto a los efectos sobre recursos naturales renovables como el suelo, agua y aire, el presente proyecto sólo generará efectos sobre la cantidad y no calidad sobre el recurso hídrico de la zona. Se utilizará agua de mar de la zona y costa de Mejillones, a 2 km de distancia de mar abierto para la succión y descarga de está y se presentará la información cuantitativa y cualitativa del uso del efluente natural a la Dirección General de Aguas como está estipulado en el Código de Aguas, DFL N°1122 del Ministerio de Justicia.

El aire no se verá afectado, gracias a la tecnología a ocupar siendo esta la captura de CO<sub>2</sub> dentro del proceso, como subproducto de valor para obtener MeOH y consecuentemente, DME.

- “Reasentamiento de comunidades humanas, o alteración significativa de los sistemas de vida y costumbres de grupos humanos”.

Al encontrarse la central térmica a gas natural de Atacama en el sector visualizado en **tópico 8.2.5.**, el reasentamiento de comunidades humanas no existe, debido a que la planta ya paso por todo su proceso de asentamiento y está en zona árida, alejada de la población urbana o sectores ciudadanos. Además de ello, cabe recalcar que, el proceso de electrólisis altera significativamente la vida marítima, pero se tiene cuidado de ello gracias a la normativa vigente en DS 90, junto con las zonas restrictivas de succión y descarga de residuos y materia prima, por lo que no hay provocación de daños.



- “Localización en o próxima a poblaciones, recursos y áreas protegidas, sitios prioritarios para la conservación, humedales protegidos, glaciares y áreas con valor para la observación astronómica con fines de investigación científica, susceptibles de ser afectados, así como el valor ambiental del territorio en que se pretende emplazar.”

La localización del proyecto no se encuentra en zona protegida, conservación, glaciar o áreas con valor a la observación astronómica, siendo esta pertinente a nivel profesional e industrial.

- “Alteración significativa, en términos de magnitud o duración, del valor paisajístico o turístico de una zona.”

Al ubicarse en una zona de pertinencia profesional, debido a ser un sector industrializado junto a otras centrales térmicas (termoeléctrica ENGIE, Complejo térmico de Mejillones ENGIE, entre otros), el valor paisajístico o turístico de la zona no es pertinente, no hay cambios.

#### 8.2.13. Costos inversión (CAPEX y OPEX)

Para lograr entender si es rentable la producción de DME a través de las tecnologías antes mencionadas y estudiadas, y poder determinar si es posible que el producto de DME sea competitivo económicamente como tecnología sustitutiva del GLP, es necesario vislumbrar los distintos costos presentes, entre ellos los costos de inversión (CAPEX) y los costos operacionales (OPEX), para así, finalmente preparar el diagrama de cajas respectivo, con distintos escenarios y análisis de sensibilidad.

Primeramente, se determinará el análisis de OPEX dentro de todas las etapas constitutivas de la producción de DME, entre ellas se encuentran los costos de servicios, tales como vapor de agua utilizado (17,9 USD/ton), agua de enfriamiento (1 USD/ton), agua de servicio (1 USD/ton), costo eléctrico (23,78 USD/MWh), masa de catalizador (95,2 USD/kg para catalizador MeOH y 8,13 USD/kg para catalizador para DME) y costo aminas para la captura de CO<sub>2</sub> (777,7 USD/h) (gme, 2023; G. Hernández, 2023; Ministerio de energía, 2021; Sánchez, 2018; W Sanderson et al., 2018).

Dicho lo cual, para determinar el costo operacional por parte de los IDC en los procesos involucrados, es necesario determinar el flujo de agua de servicio a utilizar (vapor de agua si caliente, agua de enfriamiento si enfría o agua de proceso). Para determinarlo, se vislumbra



la siguiente ecuación, mostrada a continuación, siendo representada como un balance de energía en el IDC:

$$BE = Q_{s-p} = F_s \cdot cp_{ms} \cdot (T_{finals} - T_{inicios}) = F_p \cdot cp_{mp} \cdot (T_{finalP} - T_{inicioP}) \quad (51)$$

Siendo “F<sub>s</sub>” el flujo de servicio en kg/h, “F<sub>p</sub>” el flujo de producto en kg/h y “cp” la capacidad calorífica en Kj/kgK, junto con Q<sub>s-p</sub> el calor de servicio o producto respectivamente, medido en Kj.

Cabe recalcar que, a través de la opción Solver en Excel, se puede determinar el F<sub>s</sub> minimizando la diferencia al cuadrado de ambos Q<sub>s-p</sub>, variando las celdas que son incógnitas dentro del proceso/etapa. También cabe recalcar que, se considera para el costo de los flujos de servicios, un sistema cerrado, por lo que el costo de reposición será del 4% del costo de flujo de servicio.

Además de ello, se tiene el gasto energético consumido por los IDC, siendo utilizado HYSYS para obtener el área de transferencia de calor, logrando a través de la siguiente ecuación, obtener el OPEX anual de gasto energético, siendo:

$$Q = A_{tdc} \cdot U \cdot LMTD \quad (52)$$

Siendo A<sub>tdc</sub> el área de transferencia de materia, evaluada en m<sup>2</sup> y el LMTD expresado mediante la ecuación 53 mostrada a continuación:

$$LMTD = \frac{(\Delta T_1) - (\Delta T_2)}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (53)$$

Expresándose los ΔT<sub>x</sub> como la variación de temperatura entre temperaturas de productos y servicios, de entrada y salida, medidas en °C o en Kelvin.

Además de ello, se tiene el coeficiente global de transferencia de calor U, expresándose de la siguiente forma, mostrada a continuación:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1 \cdot A} + \frac{1}{h_2 \cdot A}} \quad (54)$$

Obteniendo U expresado en W/m<sup>2</sup>K, en relación al área dada por Aspen HYSYS y los coeficientes convectivos de los fluidos involucrados, determinados por bibliografías (Heat Transfer in Process Engineering, 1st Edition, 2010).



Finalmente, se puede obtener la potencia eléctrica consumida por los equipos, siendo en un IDC expresada de la siguiente manera:

$$P_{electrica} = U \cdot A_{tdc} \cdot LMTD \quad (55)$$

Expresado  $P_{electrica}$  en Kw.

En el caso de las bombas utilizadas, gran parte de ellas se mantienen según los cálculos de OPEX obtenido por Aspen HYSYS del apartado de evaluación económica. Sin embargo, se deben calcular las bombas previo a OI en electrólisis, y previo a la zona de electrolizadores alcalinos. Dicho lo anterior, se debe, primeramente, calcular los parámetros necesarios para poder obtener el gasto energético, siendo el número de Reynolds evaluado como:

$$Re = \frac{D \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (56)$$

Siendo “D” el diámetro evaluado en m, “ $\rho$ ” la densidad del fluido medida en  $\text{kg/m}^3$ , “v” la velocidad en la tubería (m/s) y “ $\mu$ ” la viscosidad cinemática en  $\text{kg/ms}$ .

Ahora bien, para poder determinar el número de Reynolds, se necesita obtener la velocidad de tubería, siendo esta expresada como:

$$v = \left(\frac{A}{F}\right)^{-1} \quad (57)$$

Siendo “A” el área de cañería, evaluada en  $\text{m}^2$  y “F” el flujo por el que pasa durante el uso de la bomba, evaluada en  $\text{m}^3/\text{s}$ .

Además de ello, para obtener el área de la cañería, se debe seguir la siguiente ecuación mostrada a continuación:

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \quad (58)$$

Además de lo antes mencionado, se debe calcular la presión de salida, importante para determinar la altura de la bomba, y eventualmente su potencia eléctrica, siendo expresado como:

$$P_{salida} = P_{succion} + (\rho \cdot g \cdot z) + \left(\rho \cdot \frac{v^2}{2}\right) + h_f \cdot g \cdot \rho \quad (59)$$

Tomando en consideración las presiones en Pascales, “z” en m como altura y  $h_f$  las pérdidas en la cañería, determinada como:



$$h_f = f_d \cdot \left( \frac{L_{equivalente}}{D} \right) \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (60)$$

Siendo  $f_d$  el factor de fricción Darcy, y  $L_{equivalente}$  el largo equivalente de la distancia estimada que recorrerán los fluidos entre cañerías. Dicho lo cual, es posible determinar el  $f_d$  de la siguiente manera, mostrada a continuación:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \log_{10} \left( \frac{e}{3,7 \cdot D} + \frac{2,51}{R_e \cdot \sqrt{f}} \right) \quad (61)$$

Ecuación empírica de Colebrook, junto con proceso iterativo de Excel.

Por último, se determina la altura de la bomba como relación directa para la potencia eléctrica de la bomba, siendo expresada como:

$$H_{bomba} = \left( \frac{P_{salida}}{\rho \cdot g} \right) + h_f + z \quad (62)$$

Finalmente, ya habiendo desglosado los términos importantes a definir, es posible determinar la potencia hidráulica de la bomba, siendo esta expresada como:

$$P_{hidraulica} = \frac{F \cdot \rho \cdot g \cdot H_{bomba}}{eficiencia} \quad (63)$$

Del mismo modo, la potencia eléctrica como:

$$P_{electrica} = P_{hidraulica} \cdot Eficiencia \quad (64)$$

Ya habiendo definido las bombas e IDC, se encuentran los compresores/expansores, pero el valor operacional de ellos se determinó con Aspen HYSYS de evaluación económica, por lo que no fue necesario estimar sus gastos, de la misma manera que las torres de destilación ocupadas.

Dicho lo anterior, en la siguiente tabla mostrada a continuación, se muestran los gastos operacionales de los equipos involucrados en cada etapa dentro de las distintas secciones para la producción de DME, siendo esta:

Tabla 8"Listado de gastos operacionales en proceso productivo de DME total caso base sin O<sub>2</sub> y sin integración energética".

Proceso	Equipo	Gasto energético MM USD/año	Gasto servicios MM USD/año	OPEX total MM USD/año



Electrólisis	Bombas	0,07	-	0,07
	IDC	5,42	0,36	5,78
Sumatoria		-	-	5,85
Captura de CO <sub>2</sub>	Bombas	0,02	-	0,02
	IDC	31,92	0,67	32,59
	Expansores/compresores	12,70	-	12,70
	Condensador full Reflux	9,49	0,04	9,53
	Reboiler	3,79	0,30	4,09
	Aminas MEA	-	-	6,34
Sumatoria				65,26
MeOH	IDC	12,67	0,37	13,04
	Compresores/expansores	6,1	-	6,1
	Reboiler	2,7	0,6	3,3
	Condensador full Reflux	1,85	0,56	2,41
	Masa catalizador	-	-	1,15
Sumatoria				26,00
DME	IDC	7,74	1,32	9,06
	Bombas	0,012	-	0,012
	Reboiler	0,833	0,16	1,00
	Masa catalizador	-	-	0,012
	Condensador total	1,00	0,04	1,04
Sumatoria		-	-	11,12

Finalmente, se expresa en la siguiente figura mostrada a continuación, el mayor impacto de OPEX dentro de las etapas para la producción de DME, siendo:

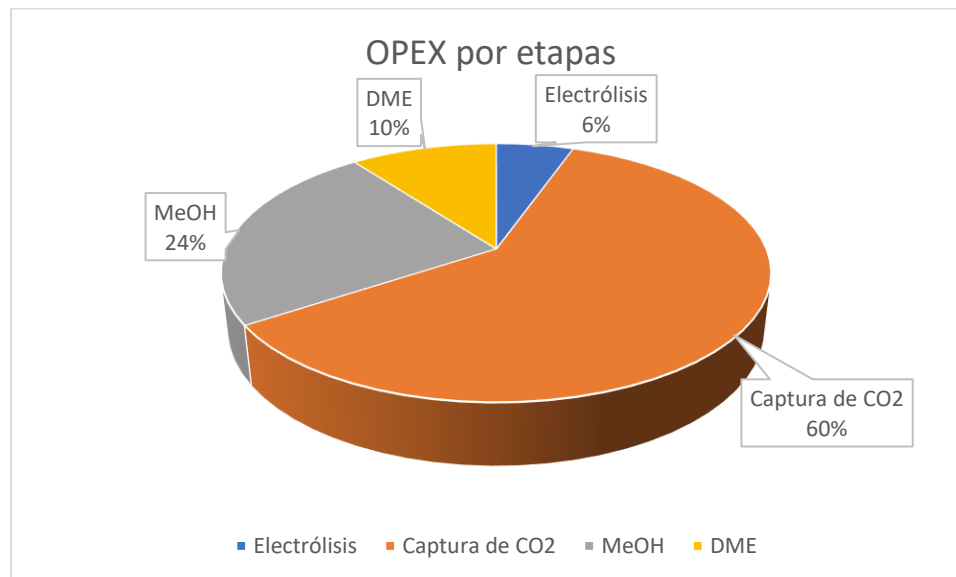


Figura 15 "Impacto de OPEX determinado por las distintas etapas en la producción de DME (Elaboración propia)".

Se puede observar en la **figura 15** antes mencionada, que el mayor impacto económico respecto a los gastos operacionales de equipos y sus servicios es principalmente la subetapa de la captura de CO<sub>2</sub>, seguido de las etapas de producción de MeOH y DME. Esto se explica debido a que la etapa de captura de CO<sub>2</sub>, posee flujos de proceso muy elevados respecto a las otras subetapas de producción, mientras que la etapa de MeOH posee las condiciones operacionales más elevadas de todo el proceso (presión y temperatura, derivando en costos eléctricos/agua de servicio/vapor de servicio elevados por parte de los compresores/expansores e IDC ocupados) de producción de DME, junto con un flujo considerablemente alto, provocando que en estas etapas el gasto operacional sean los más elevados.

Ahora bien, ya obtenido el OPEX de la producción de DME, es necesario calcular el CAPEX de todo el proceso productivo. Dicho lo cual, a través de libros tales como "Plant Design and Economics for Chemical Engineers" de Timmerhaus and Peters, junto con un documento basado en Timmerhaus "Estimación de costes y rentabilidad de equipos" y el libro "PRINCIPLES, PRACTICE AND ECONOMICS OF PLANT AND PROCESS DESIGN", es posible determinar el CAPEX a través de cálculos empíricos (S. Peters et al., 1992; S. Page & Gulf, 1996; Towler & Sinnott, 2022).

Primeramente, se debe calcular el CAPEX invertido en el proceso de electrólisis, siendo en su mayoría determinado por el valor de los electrolizadores alcalinos. Dicho lo cual, a través de un estudio de prefactibilidad realizado en los costos de inversión de procesos de electrólisis, es posible estimar el valor invertido en la planta de estudio, siendo estipulado según los kwh de la planta a través de la siguiente figura mostrada a continuación.



Figura 16 "Valor de CAPEX por kW en plantas de electrólisis, estimadas a través de diferentes grupos internacionales y proyecciones futuras (giz, 2021)".

Dicho lo cual, dado que la planta es de 781 MW, se utilizan 49 electrolizadores, y se toman 500 USD/kw estimado a través de los fabricantes.

Se toma en consideración solo los fabricantes y no el promedio, dado que, al ser un proyecto con una economía de escala debido a la magnitud de lo solicitado, por pertinencia profesional se selecciona este parámetro, siendo los fabricantes el lazo directo de estos equipos.

Además de ello, la planta de electrólisis necesita de una etapa de OI y deionización para reducir las sales del agua de mar, y permitir que la electrólisis sea eficiente y no se dañen los equipos.

Por estos motivos, se estima a través del método de Williams un escalamiento en base al mercado actual de equipos de OI y deionizadores, siendo expresado como:



$$\frac{C_a}{C_b} = \left(\frac{P_a}{P_b}\right)^n \quad (65)$$

“C<sub>x</sub>” se considera como los costes de los equipos/plantas y “P<sub>x</sub>” se consideran como las capacidades o parámetros característicos. Además de ello, “n” es el coeficiente de Williams generalmente de 0,6, siempre y cuando no se encuentre su valor dentro de las siguientes figuras mostradas a continuación:

Clase de aparato (y parametro funcional)	Exponente
Aspiradores gas (caudal)	0,87
Bombas (caudal)	0,52-0,76
Cambidores de calor (superficie de calefacción)	0,6
Cambidores de ion (volumen)	0,70-0,80
Colectores de polvo (caudal)	0,84
Compresores (caudal)	0,73
Cristalizadores (volumen)	0,80-0,85
Depósitos (volumen)	0,65
Desintegradores mecánicos (potencia y capacidad de producción)	0,60-0,72
Espesadores (sedimentadores) (superficie libre)	0,30-0,72
Evaporadores (superficie de calefacción)	0,50-0,70
Filtros (superficie de filtración)	0,58-0,66
Hidroextractores y centrífugas (diámetro de cesta)	1
Mezcladoras (volumen y potencia)	0,35-0,70
Secaderos: superficie de carga'(1);	0,9
Soplantes (caudal)	0,30-0,60
Tamizadoras (superficie de tamizado)	0,28-0,80
Torres (diámetro)	0,72-1,20
Transportadores y elevadores (longitud o distancia)	0,47-0,89

Figura 17"Exponentes de Williams para equipos (S.Page & Gulf, 1996)".



Tipo de planta	n
Oxido de etileno	0,79
Etanol	0,6
Estireno	0,68
Butadieno	0,59
Coquización de petróleo	0,58
Formaldehído	0,58
Benceno	0,61
Acido nítrico	0,56
Oxígeno	0,64
Acetileno	0,75
Metanol	0,83
Alcohol butílico	0,55
Alcohol isopropílico	0,6
Sosa	0,35
Acido fosfórico	0,58
Nitrato amónico	0,54
Urea	0,59
Acido sulfúrico	0,62
Amoniaco	0,74
Etileno	0,58

Figura 18 "Exponente de Williams para procesos (S. Page & Gulf, 1996)".

Dado lo anterior, para el proceso de electrólisis, se toma en consideración la **ecuación 65** y un coeficiente de Williams de 0,6 además de un escalamiento según el coste de 38.000 USD y 8000 L/h, para la OI y un coste de 3.000 USD para los deionizadores con capacidad de 2 ton/h. Dicho lo cual, a través de la ecuación 65 se logran obtener los valores de CAPEX de estos equipos (Alibaba, 2024; AQUAENERGY, 2024).

En el caso de equipos secundarios dentro del proceso productivo de DME, se encuentran los IDC, reactores multitubulares y compresores, siendo la inversión de estos calculados a través de la siguiente ecuación, mostrada a continuación:

$$C_e = a + b \cdot S^n \quad (66)$$

Siendo  $C_e$  el valor de adquisición del equipo en USD, "a" y "b" parámetros según el tipo de equipo, y "S" el valor del parámetro capaz de escalar el equipo, dentro de un rango de valores.



Equipment	Units for size, S	$S_{lower}$	$S_{upper}$	a	b	n	Note
<i>Exchangers</i>							
U-tube shell and tube	area, m <sup>2</sup>	10	1000	28,000	54	1.2	
Floating head shell and tube	area, m <sup>2</sup>	10	1000	32,000	70	1.2	
Double pipe	area, m <sup>2</sup>	1.0	80	1900	2500	1.0	
Thermosiphon reboiler	area, m <sup>2</sup>	10	500	30,400	122	1.1	
U-tube Kettle reboiler	area, m <sup>2</sup>	10	500	29,000	400	0.9	
Plate and frame	area, m <sup>2</sup>	1.0	500	1600	210	0.95	2

Figura 19"CAPEX de IDC a partir de aproximaciones empíricas según parámetros importantes de diseño (Towler & Sinnott, 2022)".

De la misma forma que los IDC, se encuentran los reactores multitubulares, y expansores/compresores, según la **ecuación 66** y las **figuras 20 y 21** respectivamente, mostradas a continuación:

<i>Reactors</i>							
Jacketed, agitated	volume, m <sup>3</sup>	0.5	100	61,500	32,500	0.8	2
Jacketed, agitated, glass lined	volume, m <sup>3</sup>	0.5	25	12,800	88,200	0.4	

Figura 20"CAPEX de reactores, según su volumen en m3 (Towler & Sinnott, 2022)".

<i>Compressors</i>							
Blower	m <sup>3</sup> /h	200	5000	4450	57	0.8	
Centrifugal	driver power, kW	75	30,000	580,000	20,000	0.6	
Reciprocating	driver power, kW	93	16,800	260,000	2700	0.75	

Figura 21"CAPEX de compresores/expansores, según su potencia en kW (Towler & Sinnott, 2022)".

Ahora bien, estos valores, son tomados en consideración según el valor del año en que se basaron las figuras anteriores (año 2010), es por ello por lo que, se debe adecuar, según el año actual, a través de la siguiente ecuación mostrada a continuación:

$$Valor_{presente} = Valor_{pasado} \cdot \left( \frac{CEPCI_{presente}}{CEPCI_{pasado}} \right) \quad (67)$$

Siendo considerado el CEPCI como el valor del índice de costo para plantas de ingeniería química, o equipos, siendo herramienta para ajustar los costos en función de la inflación y otros factores económicos. Dado lo anterior, a través de la siguiente figura se muestran los valores de CEPCI a lo largo de los años, siendo:



TABLE 2. ANNUAL PLANT COST INDEXES					
Year	Com- posite CE Index	Equipment	Construc- tion labor	Buildings	Engineering and super- vision
1963	102.4	100.5	107.2	102.1	103.4
1964	103.3	101.2	108.5	103.3	104.2
1965	104.2	102.1	109.7	104.5	104.8
1966	107.2	105.3	112.4	107.9	106.8
1967	109.7	107.7	115.8	110.3	108.0
1968	113.7	109.9	121.0	115.7	108.6
1969	119.0	116.6	128.3	122.5	109.9
1970	125.7	123.8	137.3	127.2	110.6
1971	132.3	130.4	146.2	135.5	111.4
1972	137.2	135.4	152.2	142.0	111.9
1973	144.1	141.8	157.9	150.9	122.8
1974	165.4	171.2	163.3	165.8	134.4
1975	182.4	194.7	168.6	177.0	141.8
1976	192.1	205.8	174.2	187.3	150.8
1977	204.1	220.9	178.2	199.1	162.1
1978	218.8	240.3	185.9	213.7	161.9
1979	238.7	264.7	194.9	228.4	185.9
1980	261.2	292.6	204.3	238.3	214.0
1981	297.0	323.9	242.4	274.9	268.5
1982	314.0	336.2	263.9	290.1	304.9
1983	317.0	336.0	267.6	295.6	323.3
1984	322.7	344.0	264.5	300.3	336.3
1985	325.3	347.2	265.3	304.4	338.9
1986	318.4	336.3	263.0	303.9	341.2
1987	323.8	343.9	262.6	309.1	346.0
1988	342.5	372.7	265.6	319.2	343.3
1989	355.4	391.0	270.4	327.6	344.8
1990	357.6	392.2	271.4	329.5	355.9
1991	361.3	396.9	274.8	332.9	354.5
1992	358.2	392.2	273.0	334.6	354.1
1993	359.2	391.3	270.9	341.6	352.3
1994	368.1	406.9	272.9	353.8	351.1
1995	381.1	427.3	274.3	362.4	347.6
1996	381.7	427.4	277.5	365.1	344.2
1997	386.5	433.2	281.9	371.4	342.5
1998	389.5	436.0	287.4	374.2	341.2
1999	390.6	435.5	292.5	380.2	339.9
2000	394.1	438.0	299.2	385.6	340.6

Indexes' base: 1957-59 = 100.0

Figura 22"Valores de CEPCI según equipos, plantas, edificios, entre otros (M. Vatavuk, 2002)".

A partir del año 2000 en adelante, se hace una aproximación dada la siguiente ecuación mostrada a continuación:

$$CECPCI_a - CECPCI_{mt} = A_a - A_{mt} \quad (68)$$

Tomando en consideración que los  $CECPCI_x$  son el valor de intervalos de CECPCI desde la fecha de consideración en el libro de S.Peters y la máxima en la figura 22, al igual que el rango de años en ese intervalo con  $A_x$  (S. Peters et al., 1992).

Finalmente, se puede aproximar según la siguiente ecuación mostrada a continuación, siendo:

$$CECPI_m + \Delta CECPCI \cdot (P_{\text{rango años}}) \quad (69)$$

Siendo  $P_{\text{rango años}}$  la proporción del rango de años en **ecuación 68** hasta la fecha actual (año 2000 a 2024  $P_{\text{rango años}}$  es 3, dado que de 1992 a 2000 tiene un valor CEPCI de rango en 8 años), basándose en su valor CECPCI.

Finalmente, se tienen las distintas torres utilizadas dentro del proceso productivo, ya sea en captura de  $CO_2$ , producción de MeOH y DME, siendo estas torres de absorción química o



torres de destilación. Para ello, se debe calcular el CAPEX a través de su peso (ton) y espesor (cm), siendo expresados en las siguientes ecuaciones mostradas a continuación:

$$e = \frac{P' \cdot r_e}{\sigma \cdot E - 0,6 \cdot P'} + c \quad (70)$$

Siendo “e” el espesor en cm, “P’” es la presión de diseño medida en Pa, “r<sub>e</sub>” es el radio exterior del cilindro medido en cm, “E” eficiencia de soldadura de 0,7, “σ” la máxima tensión permitida del material en kg/cm<sup>2</sup> y “c” el sobre espesor en cm.

Después de ello, con el espesor calculado, es necesario calcular el peso de la torre en toneladas, siendo expresado como:

$$W = 7,85 \cdot \pi \cdot D_e \cdot e \cdot (L + D_e) \quad (71)$$

Donde “W” es el peso en kg, “e” el espesor en mm, “D<sub>e</sub>” el diámetro exterior en metros y “L” la altura total o longitud en m.

Dado lo anterior, se tiene que el coste total será expresado como:

$$C = C_u \cdot W \cdot f_m \quad (72)$$

Siendo f<sub>m</sub> el factor del material y C<sub>u</sub> el coste unitario. Ahora bien, el coste unitario, en torres con caída de presión, se determina según la siguiente figura mostrada a continuación:

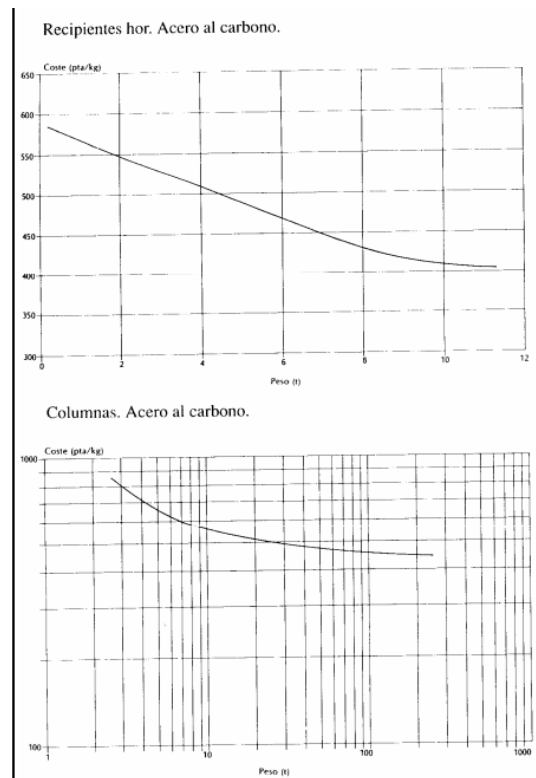


Figura 23 "Precio unitario de columnas respecto a su peso (ton) (S.Page & Gulf, 1996)". Además de lo antes descrito, se tiene que en el caso de columnas de destilación en las cuales se utilizan platos dentro de ella, conlleva un costo aumentado, determinado por la siguiente figura, siendo esta:

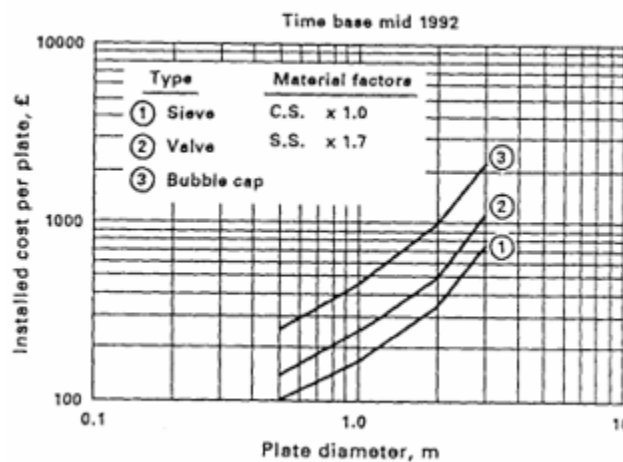


Figura 24 "Costo respecto a cantidad de platos en torres de destilación (S.Page & Gulf, 1996)".



Por último, el CAPEX respecto a bombas y algunos compresores, fueron consideradores según la evaluación económica de Aspen HYSYS economics, dada la exactitud de sus valores y ahorro de cálculos extensos.

Además de ello, se toma en consideración para el CAPEX el costo de adquisición calculado previamente junto con, el costo de instalación, siendo este un % del costo de adquisición, visualizado en la **figura 25** mostrada a continuación:

Type of equipment	Installation cost, %
Centrifugal separators	20–60
Compressors	30–60
Dryers	25–60
Evaporators	25–90
Filters	65–80
Heat exchangers	30–60
Mechanical crystallizers	30–60
Metal tanks	30–60
Mixers	20–40
Pumps	25–60
Towers	60–90
Vacuum crystallizers	40–70
Wood tanks	30–60

Figura 25"CAPEX de costo de instalación, para diferentes equipos dentro del proceso productivo (S. Peters et al., 1992)".

Por último, en la siguiente tabla se muestran los valores de CAPEX por equipos y total, por cada etapa dentro del proceso productivo de DME, siendo:

Tabla 9"CAPEX caso base sin O<sub>2</sub> invertido en adquisición e instalación, dentro del proceso productivo de DME".

Proceso	Equipo	Cantidad	Precio total MM USD	Costo instalación MM USD	Precio total MM USD
Electrólisis	Bombas	2	0,024	0,014	0,038
	IDC	2	0,084	0,051	0,135



	OI	1	0,37	0,22	0,59
	Deionizadores	1	0,04	0,02	0,06
	Electrolizadores	49	244,06	146,44	390,5
Sumatoria		-	-	-	391,32
Captura de CO <sub>2</sub>	Bombas	2	0,268	0,16	0,428
	IDC	3	6,082	3,041	9,123
	Expansores/compre sores	1	22,96	13,77	36,73
	Torre de desorción	1	13,05	7,83	20,88
	Torre de absorción	1	52,00	31,20	83,20
	Aminas MEA	1	0,0077	-	0,0077
Sumatoria		-	-	-	150,37
MeOH	IDC	5	0,57	0,34	0,91
	Compresores/expan sores	3	14,6	8,76	23,36
	Torres de destilación	1	21,97	13,18	35,15
	Separadores flash	2	1,88	1,13	3,01
	Reactor tubular lecho fijo	1	0,2	0,12	0,32
Sumatoria		-	-	-	62,75
DME	IDC	4	1,47	0,88	2,35
	Bombas	3	0,053	0,031	0,084
	Torres de destilación	2	10,32	6,19	16,51
	Reactor tubular de lecho fijo	1	0,095	0,057	0,152
Sumatoria		-	-	-	19,1

Esto, se puede visualizar de mejor forma, respecto al peso del CAPEX total por cada etapa, en la siguiente figura mostrada a continuación:

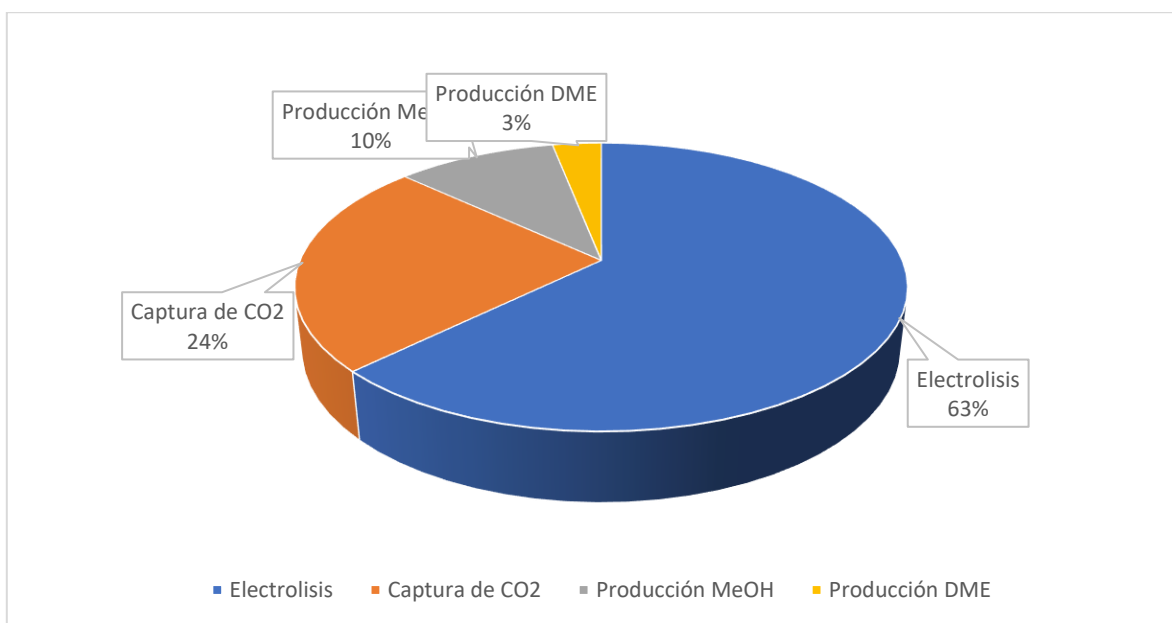


Figura 26 "Impacto de CAPEX según las subetapas dentro del proceso productivo de DME (Elaboración propia)".

Denotándose en que, la mayoría de inversión y, por lo tanto, el peso del CAPEX recae principalmente por el proceso de electrólisis, y la captura de CO<sub>2</sub>. Esto es coherente respecto al análisis previo, dado los altos y mayores flujos que manejan los equipos secundarios (IDC, compresores) y equipos principales (torres de absorción y desorción), junto con, ser el principal productor de materia prima del gas de síntesis utilizado para la hidrogenación de CO<sub>2</sub>, permitiendo la facilidad para la producción de MeOH y eventualmente, el DME.

Finalmente, para corroborar si es que, el proceso productivo de DME, con todas sus subetapas en esta, tienen valores acordes a nivel industrial respecto a diferentes áreas, se debe calcular el LCOE, permitiendo así, entender la métrica en la industria de la energía de los diferentes productos (costo promedio de generación de energía durante la vida útil de la planta respectiva) y poder obtener valores reales, siendo expresado como:



$LCOE = \frac{\frac{(\sum I_t + M_t)}{(1+r)^t}}{\left(\frac{E_t}{(1+r)^t}\right)}$	(73)
--	------

Siendo  $I_t$  y  $M_t$  los gastos de inversión y gastos operacionales y mantenimiento, junto con  $E_t$  la cantidad de energía que se produce cada año (también se puede considerar la cantidad de producto, permitiendo así, que sea el coste producción lo que el valor de LCOE mostrará). Además, se tiene el valor de  $r$  siendo la tasa de descuento por parte de los inversionistas, y  $t$  el periodo (H2 Chile & Giz, 2024).

Dicho lo cual, en la siguiente tabla mostrada a continuación, se denotan los LCOE respectivos para cada etapa, siendo:

Tabla 10 "Valores de LCOE caso base sin  $O_2$  y sin integración energética para las distintas etapas de producción de DME, respecto a valores industriales".

Etapa	LCOE USD/ton	LCOE USD/ton
Electrólisis $H_2$	3354	3-7,5 USD/kg $H_2$ (García Bernal, 2021a).
$CO_2$	194-249,96	110 USD/ton $CO_2$ (Energy transitions commission, 2022; Moreno et al., 2021).
Producción MeOH	1165	800-1600 (IRENA & Methanol Institute, 2021).
Producción DME	1714	692 (Fasihi & Breyer, 2018).

Cabe recalcar que, el valor de LCOE del  $CO_2$ , debido a su gran inversión de CAPEX dada la magnitud de la planta, posee valores superiores de los estipulados según Giz y de la comisión de energía transicional. Además, posee un rango reducido gracias a la reducción del CAPEX y OPEX por parte de la utilización y revalorización del oxígeno (producido por la electrólisis) utilizado en la cámara de combustión, en relación directa con la captura de  $CO_2$ . La explicación del por qué se sobrepasa el rango estipulado en bibliografía, se explicará según el análisis de resultados en capítulos más adelante.



Además de ello, se considera la producción de MeOH con los costes de producción de e-metanol, dado que, para su producción, se utiliza la captura de CO<sub>2</sub> junto con H<sub>2</sub> del proceso de electrólisis, considerándose como e-metanol.

Finalmente, se puede denotar que, el coste de producción de DME, principal producto de valor a vender tiene costes muy superiores (1714 USD/ton DME sin considerar los gastos de MOD e impuestos, seguros y royalties), a lo que normalmente costaría producir con otros tipos de métodos (convencional) y es que, esto se explica dado que al igual que en el caso del MeOH producido, la producción del DME es verde, a través de tecnologías tales como la electrólisis y captura de CO<sub>2</sub>, poseyendo individualmente valores altos de producción y poco rentables, provocando un aumento del costo de producción del DME frente a su competidora por método convencional.

Ahora bien, es posible deducir a través de lo estipulado en CAPEX y OPEX en los tópicos anteriores que, la producción de DME es en términos de inversiones, la etapa más barata en comparación a sus subetapas (costos de producción de electrolisis y MeOH), debido a la baja necesidad de procesamiento y condiciones operacionales, junto con un bajo flujo de proceso. Es por ello que, sale más rentable a simple vista la compra de MeOH por método convencional, frente a su producción con tecnologías verdes. Sin embargo, el análisis y integración de tecnologías debe visualizarse y analizarse con mayor detenimiento en capítulos posteriores, dado que, si se compra MeOH, el OPEX se verá afectado en gran medida, también dependiendo y siendo sensible a su precio, provocando la no rentabilidad económica.

Por último, gracias a la reducción de CAPEX y OPEX por el uso de O<sub>2</sub> en vez de aire en la cámara de combustión de la central térmica a gas natural, es posible dar utilidad al O<sub>2</sub> de la electrólisis, permitiendo una mayor eficiencia en la captura de CO<sub>2</sub> al reducir los NO<sub>x</sub>, aumentando la concentración de los gases de combustión, y reduciendo el coste de producción de CO<sub>2</sub> (194 USD/ton).

Para finalizar, en Anexo D, se encuentran los cálculos al detalle del apartado tanto técnico como económico, al igual que el precio a utilizar, entre otras cosas.



#### 8.2.14. Método integración energética y reducción costos O<sub>2</sub> para las diferentes etapas, reducción de costos.

Al analizar las diferentes etapas de la producción de DME, es necesario entender si es posible lograr la integración energética entre ellas, optimizando el uso de la energía en el sistema y permitiendo así que los gastos operacionales energéticos de los equipos como los IDC se vean reducidos. Esto se llevará a cabo a través del método Pinch, junto con el ingreso de los flujos de O<sub>2</sub> (por parte de la electrólisis) a 6,17% de concentración de CO<sub>2</sub> para la captura de CO<sub>2</sub> (sin embargo, acá aún no se contabiliza la máxima capacidad permitida de O<sub>2</sub> por parte de la temperatura de la turbina).

Para ello, se debe a través de las ecuación de calor de los IDC, siendo está representada por la **ecuación (51)**, entregar los rangos de temperatura a trabajar, junto con las capacidades caloríficas y el flujo procesado.

Primeramente, se realiza el análisis de integración energética para el proceso de electrólisis, y como primer paso, entender la cantidad de necesidad para calentar o enfriar, siendo la siguiente:

Hcaliente	Hfria	Hnecesario
-17569,33604	8497,923196	-9071,412844
Servicios enfriamiento	Servicios calentamiento	

Figura 27 "Gastos operacionales sin integración energética (Elaboración propia)".

Entonces, se realiza el análisis de integración energética para el proceso de electrólisis, ajustando las temperaturas de entrada y salida según una  $T_{min}$ , siendo esta de 10°C, y un  $T_{min}/2$  de 5°C. De esta forma, se obtienen corrientes frías y corrientes calientes, siendo los intervalos de las curvas compuestas, representadas en la siguiente figura mostrada a continuación:



Intervalos gran curva compuesta				
Corriente	Tipo	Tentrada°c	Tfinal°c	Fcp kW/°c
IDC-1	Fria	23,73	75	165,748453
IDC-2	Caliente	171	65	165,748453

Figura 28"Intervalos gran curva compuesta (Elaboración propia)".

Dado lo anterior, se debe crear una gráfica en cada una de las temperaturas, listadas de mayor a menor, a través de sus calores correspondientes, y entalpias, dependiendo si estas son corrientes frías o calientes, tal como se muestra a continuación:

Temperaturas ajustadas	deltaT	C-1	C-2	C,Calientes Fcp	C,Frias Fcp	Q C,Calientes	Delta H C,Caliente	Q C,Frias	Delta H C,Fria	QCC-QCF	Q*	Q ajustado kW
171							17569,336					0
75	96		165,748453	165,748453		15911,8515	1657,48453		8497,9232	15911,85151	15911,85151	15911,85151
65	10	165,748453	165,748453	165,748453	165,748453	1657,48453	0	1657,48453	6840,43866	0	15911,85151	15911,85151
23,73	41,27	165,748453			165,748453			6840,43866	0	-6840,438664	9071,412844	9071,412844

Figura 29"Escalamientos para obtener el calor ajustado y servicios de calentamiento y enfriamiento (Elaboración propia)".

Obteniendo un nuevo gastos operacional de 0 kW para los servicios de calentamiento y 9071 kW para los servicios de enfriamiento, denotando que al calentarse más de lo que se enfría, se logra obtener la completa integración energética para reducir al máximo ambos costes (esto se puede ver al comparar la **figura 27** con el Q ajustado de los servicios de calentamiento y enfriamiento de la **figura 29**).

Finalmente se analizan las siguientes figuras, denotando sus curvaturas compuestas, respecto a su gasto energético integrado y sus entalpias, siendo:

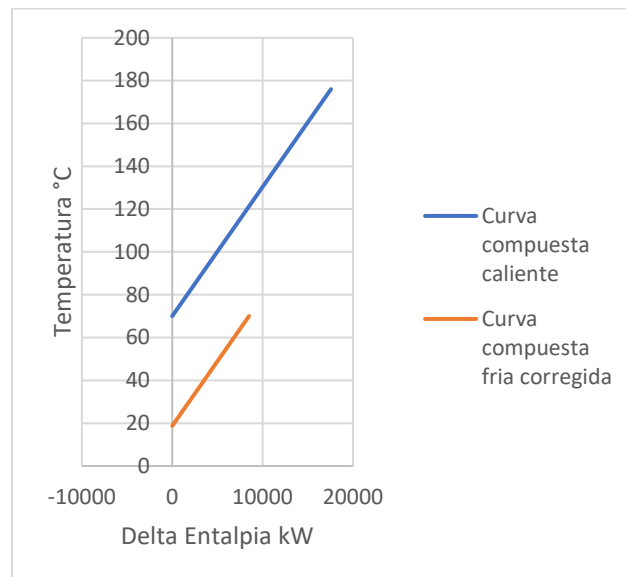


Figura 30 "Temperatura (°C) vs entalpia (kW) (Elaboración propia)".

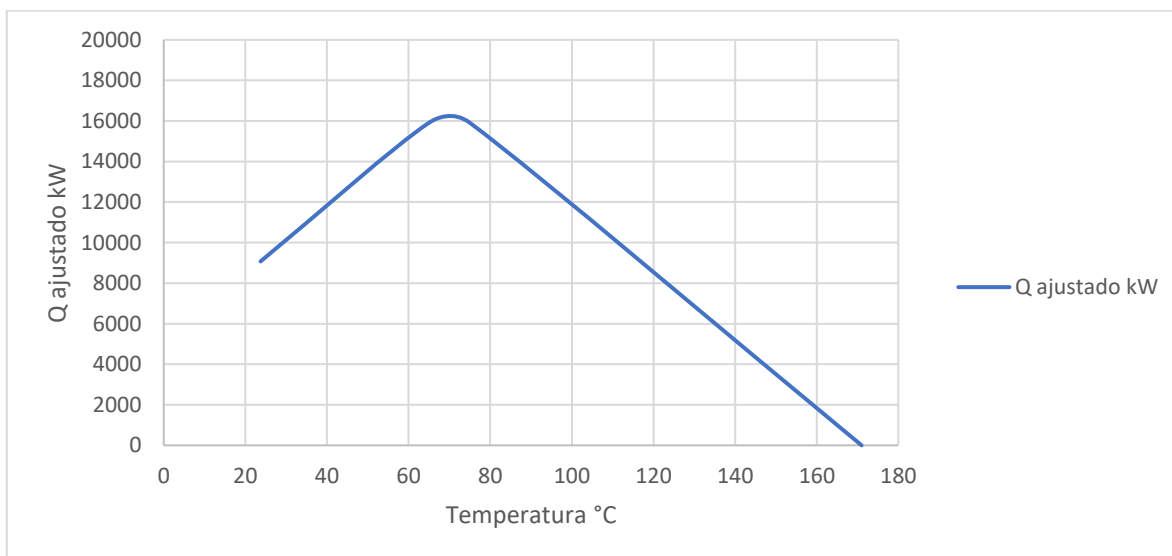


Figura 31 "Q ajustado (kW) íntegramente vs temperatura °C (Elaboración propia)".

Por último, como se puede analizar en la **figura 31**, los servicios de enfriamiento se ubican en los 23,75 °C y los servicios de calentamiento serán 0 kW, dado que se logra optimizar el proceso debido a que hay exceso de calor que se cede en esta subetapa.

Se realizan los mismos cálculos para las siguientes subetapas del proceso productivo de DME, y se realiza una integración energética entre las subetapas de DME y captura de CO<sub>2</sub>, dado que en la captura de CO<sub>2</sub> es la subetapa con mayor gasto operacional energético debido a sus altos flujos masicos de procesamiento, y la subetapa de DME es la única entre las demás

que, tiene más servicios de calentamiento que servicios de enfriamiento, permitiendo una optimización energética entre estas dos etapas.

Dicho lo cual, se obtienen los siguientes gastos energéticos finales y ahorros en comparativa entre cada una de las subetapas, siendo:

	Servicios enfriamiento	Servicios calentamiento	
Consumo energético	9071,41	0	kW
Ahorro kW	8497,92	8497,92	kW
Gasto energético final MM USD/año	1,89	0	MM USD/año
Total gaso energético final MM USD/año	1,89	MM USD/año	

Figura 32"Gasto energético final integración energética H<sub>2</sub> (Elaboración propia)".

	Servicios enfriamiento	Servicios calentamiento	
Consumo energético integración	122957,96	0,00	kW
Ahorro kW	54183,57	54183,57	kW
Gasto energético final MM USD/año	25,58	0,00	MM USD/año
Total gaso energético final MM USD/año	25,58	MM USD/año	

Figura 33"Gasto energético final integración energética entre CO<sub>2</sub> y DME (Elaboración propia)".



	Servicios enfriamiento	Servicios calentamiento	
Consumo energetico integracion	37004,04	0,00	kW
Ahorro kW	22821,52	22821,52	kW
Gasto energetico final MM USD/año	7,70	0,00	MM USD/año
Total gaso energetico final MM USD/año	7,70 MM USD/año		

Figura 34"Gasto energético final integración energética MeOH (Elaboración propia)".

	Servicios enfriamiento	Servicios calentamiento	
Consumo energetico integracion	2854,14	9736,98	kW
Ahorro kW	16736,15	16729,92	kW
Gasto energetico final MM USD/año	0,59	2,03	MM USD/año
Total gaso energetico final MM USD/año	2,62 MM USD/año		

Figura 35"Gasto energético final integración energética DME (Elaboración propia)".

Dentro de los puntos finales a destacar dentro de la integración energética, es que hay 74 ton/h de agua que no se recircula dentro de la simulación HYSYS, por lo que es necesario



reducir los gastos operacionales dentro del circuito cerrado de flujos de servicio de todas las etapas de la producción de DME, siendo estas representadas en la siguiente figura como:

Costos servicios MM USD/año	Tonelaje servicio	Costos servicios con integracion recirculacion MM USD/año	H2
0,19	1200,00	0,00	
0,18	20000,00	0,00	

Costos servicios MM USD/año	Tonelaje servicio	Costos servicios con integracion recirculacion MM USD/año	Captura CO2
0,30	34000,00	0,00	
0,14	16000,00	0,00	
-	-	-	
-	-	-	
-	-	-	
-	-	-	
0,30	1920,00	0,30	
0,04	4000,00	0,04	

Costos servicios MM USD/año	Tonelaje servicio	Costos servicios con integracion recirculacion MM USD/año	MeOH
0,01	960,00	0,01	
0,03	3200,00	0,03	
0,12	780,00	0,12	
0,21	24000,00	0,21	
0,60	3800,00	0,60	
-	-	-	
-	-	-	
-	-	-	
0,56	3600,00	0,56	

Costos servicios MM USD/año	Tonelaje servicio	Costos servicios con integracion recirculacion MM USD/año	DME
1,07	6800,00	1,07	
0,03	3600,00	0,03	
0,03	160,00	0,00	
0,22	4000,00	0,22	
0,13	800,00	0,00	
0,02	2757,25	0,02	
0,04	240,00	0,00	
0,01	1600,00	0,00	
	suma	74000,00	
	circulacion		

Figura 36 "Gastos servicios IDC de todas las subetapas, partiendo desde la electrólisis hasta la producción de DME (Elaboración propia)".

Logrando obtener una reducción de costes de servicios totales, representados en 1,22 MM USD/año en la siguiente figura mostrada a continuación:

Costes servicios integracion MM USD/año	3,21
Reduccion costes servicios integracion MM USD/año	1,22

Figura 37 "Gastos totales servicios y reducción de costes por integración (Elaboración propia)".



Para finalizar, los gastos operacionales e inversión CAPEX totales del método con integración e influencia en la utilización del oxígeno, se vislumbran en el flujo de caja del **tópico 8.4.2.2**, junto con más detalles de beneficio en **tópico 8.4.6** respecto a ahorro de combustible y, por ende, mayor ingreso y valorización del O<sub>2</sub> dentro de la producción de DME.

Sin embargo, a continuación, se mostrarán el LCOE de cada uno de los subproductos en la producción de DME, con integración energética y utilización de O<sub>2</sub> a máxima capacidad, junto con el ahorro de combustible por parte de la valorización de O<sub>2</sub>, siendo la siguiente:

Tabla 11" Valores de LCOE caso integración energética y utilización de O<sub>2</sub> para las distintas etapas de producción de DME, respecto a valores industriales".

Etapas	LCOE USD/ton	LCOE USD/ton
Electrólisis H <sub>2</sub>	3244	3-7,5 USD/kg H <sub>2</sub> (García Bernal, 2021a).
CO <sub>2</sub>	194-249,96	110 USD/ton CO <sub>2</sub> (Energy transitions commission, 2022; Moreno et al., 2021).
Producción MeOH	1065	800-1600 (IRENA & Methanol Institute, 2021).
Producción DME	1545	692 (Fasihi & Breyer, 2018).

#### 8.2.15. Comparativa producción DME método convencional compra MeOH, con integración tecnológica e integración energética con O<sub>2</sub> y sin integración energética y sin O<sub>2</sub>.

Para determinar la rentabilidad económica del proyecto y sus beneficios, primeramente, se debe comparar la producción de DME caso actual (caso base con integración de tecnologías electrólisis y captura de CO<sub>2</sub>, pero sin influencia del O<sub>2</sub> y sin integración energética) y sin integración tecnológica (método convencional), pero bajo las mismas condiciones y métodos (producción MeOH). Esto además de la comparación del caso base sin O<sub>2</sub> y caso con integración energética con O<sub>2</sub> aplicado.

Es por ello que, en el siguiente diagrama mostrado a continuación, es posible apreciar las diferencias del primer caso de análisis y, se plantearán los datos necesarios para en tópicos posteriores, realizar el flujo de caja correspondiente a nivel diferencial, para determinar los indicadores económicos y así, determinar si el proyecto trae beneficios, obteniendo así, la rentabilidad económica real dada o no, la aplicación/integración de las tecnologías antes mencionadas en la producción de DME.

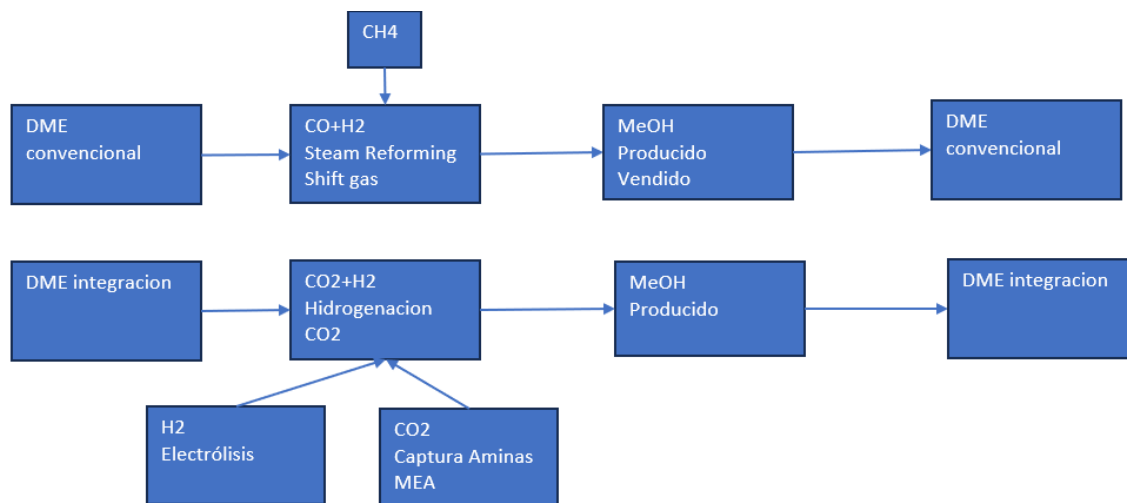


Figura 38 "Esquema comparativo de proceso productivo DME convencional y con integración (Elaboración propia)".

Dado lo anterior, se toman en consideración, parámetros tales como, la compra de MeOH para la producción de DME, de 17.495 kg a 662 USD/ton de MeOH, obteniendo un gasto operacional solo de materia prima de 97,39 MM USD/año. Además de lo antes mencionado, se tienen gastos operacionales de costes de servicios y masa de catalizador, obteniendo finalmente un gasto operacional total de 123,65 MM USD/año (supervisión, mantención, MOD, entre otros) (Sánchez, 2018).

Dentro de la inversión, se consideran 9,55 MM USD, una tasa de descuento del 10%, y una producción al 80% de conversión en el reactor, con pureza del 99,9% de DME, mismas condiciones que en el proyecto actual.

Finalmente, se escalan los costos antes mencionados de acuerdo con la producción de DME de la actual memoria, para comparar ambos procesos (método convencional sin integración y método actual con integración), de acuerdo con la **ecuación 65** a través del método de



Williams, con coeficiente de 0,6, obteniendo así, 274 MMUSD/año de gastos operacionales en planta y 21,16 MM USD de inversión.

Por último, el precio de venta se considera respecto al valor de mercado del GLP en Chile, visto en tópicos anteriores, siendo este valor igual para ambos casos para poder analizarlos sin sesgos y bajo las mismas condiciones, logrando que no haya distorsión.

El segundo caso de análisis corresponde al método de integración tecnológica con integración energética y con O<sub>2</sub>, logrando una reducción de CAPEX de 629 a 607 MM USD gracias a una reducción de flujo de 3540 ton/h de gases de combustión (sin influencia de O<sub>2</sub>) en comparación de los 1230 ton/h de gases de combustión con O<sub>2</sub>, para obtener la misma captura y necesaria para que todo el CO<sub>2</sub> capturado reaccione con el H<sub>2</sub> generado. Esto genera un gasto operacional de 139 MM USD/año sin O<sub>2</sub>, y gracias a la influencia del O<sub>2</sub> en la cámara de combustión permite el paso a 120 MM USD/año, viéndose reducido junto con la integración energética a un OPEX de 91 MM USD/año. Esto se verá en tópicos económicos más adelante.

### 8.3. Estudio económico

#### 8.3.1. Listado de Inversiones y listado de gastos operacionales en proceso productivo.

Dado el CAPEX y OPEX visualizado previamente en el **apartado 8.2.13.**, se considera la **tabla 8** y **figura 15**, como el listado de la cantidad de gasto operacional del proceso productivo de DME del caso base (sin influencia de O<sub>2</sub> y sin integración energética), considerando los flujos de servicio, y gastos energéticos de equipos primarios y secundarios, además de, el porcentaje de impacto de estos en cada una de las subetapas.

Finalmente, el listado de inversiones del caso base se visualiza en la **tabla 9** y **figura 26**, el gasto de adquisición e instalación, de equipos principales y secundarios, además de su % de impacto en cada una de las subetapas del proceso.

#### 8.3.2. Tipo de moneda a utilizar

El tipo de moneda a utilizar será el dólar (USD), en magnitudes de millones de dólares. Esto es debido a que el dólar, se considera como la moneda a nivel internacional de supremacía, dado su estabilidad financiera, cantidad de divisas y ser la moneda más utilizada



del mercado a nivel internacional junto con la que forma mayor parte de todas las transacciones a nivel global (CNN, 2022).

### 8.3.3. Antecedentes financieros

Dentro de los puntos más importantes como antecedentes financieros, se encuentra el valor de CAPEX invertido en el proyecto, ya sea en equipo secundarios o primarios, en las distintas etapas, siendo estas la etapa de electrólisis, Captura de CO<sub>2</sub> con aminas MEA, producción de MeOH y producción final de DME, producto de valor dentro del mercado estudiado y objetivo, considerándose finalmente para el caso base 629 MM USD, sin reducción del 43,72% de CAPEX por O<sub>2</sub> en cámara de combustión para la captura de CO<sub>2</sub>. Además de ello, se tienen en consideración los gastos operacionales del proyecto, llevado a cabo por equipos secundarios y primarios, en base al gasto energético (caso base sin variación de coste energético) y servicios auxiliares de enfriamiento y de calor, obteniendo como valor de OPEX 139 MMUSD/año, sin consideración de la reducción de OPEX del 34% por utilizar O<sub>2</sub> en cámara de combustión para la captura de CO<sub>2</sub> ni la reducción de OPEX por parte de la integración energética.

Se tiene, además, el ingreso por tonelada de producto de valor (DME) producido en la central térmica a gas natural a través de las tecnologías y procesos estipulados anteriormente, obteniendo un coste de producción de LCOE 1714 USD/ton.

Ahora bien, el precio de venta será de 460 USD/ton, para que sea competitivo económicamente con el GLP, y pueda respecto a los beneficios antes mencionados, ser una viable alternativa tecnológica como complemento/sustitutivo dentro de los combustibles fósiles, y sobre todo el GLP.

Finalmente, se tiene que la demanda potencial (sin variación y estable, dado que en tópico de sensibilización se abordará este tema) será de 409.540 ton/año, determinada por la producción máxima de la planta de DME, y objetivo a cumplir, a través del estudio técnico y de mercado, proporcionando el segmento de mercado de las regiones objetivos, siendo estas la I, II, III, IV, V y una parte de la región Metropolitana.



#### 8.3.4. Vida útil del proyecto

La evaluación del proyecto será a lo largo de 20 años, debido a que, al ser un proyecto de alto riesgo de inversión gracias a las tecnologías de electrólisis y captura de CO<sub>2</sub> (se considera de alto riesgo de inversión dado que a pesar de ser desarrolladas a nivel industrial, carecen de proyectos rentables a gran escalas a nivel individual de forma tecnología, tal como se ha visto anteriormente respecto al valor de producción del H<sub>2</sub> verde, por ejemplo) se necesitan más de 10 años de estudio para poder ver rentabilidad con inversiones de CAPEX tan altas, y gastos operacionales amplios en el proceso productivo.

#### 8.3.5. Criterios de depreciación

Dentro de los criterios de depreciación utilizados, se considera la depreciación física de los equipos primarios y secundarios, por lo cual, este impacto físico repercute en el CAPEX en un 10% anual gracias a posibles desgastes en los materiales de construcción y equipos, disminuyendo la vida útil del proyecto.

Ahora bien, esta depreciación física del 10% respecto a la maquinaria, es ficticia, por lo que afecta solamente en el flujo de caja al valor antes del impuesto, significando un menor impacto en este.

Además de ello, se considera un 2% de depreciación obra física respecto al valor de las estructuras físicas en la generación de ingresos, ya sean edificios u obras similares. Esta depreciación al igual que la depreciación física, es ficticia, por lo que afecta solamente en el flujo de caja al valor antes del impuesto, significando menos impacto en este.

#### 8.3.6. Proyección de Demanda y precios

Dentro de la proyección de demanda y precios, respectivos para la formación de las distintas sensibilidades del flujo de caja, para determinar la rentabilidad del proyecto, y poner en rigor los supuestos previos al desarrollo del flujo de caja, es necesario visualizar la proyección de los precios y demanda a futuro, siendo:

- Demanda de producción DME: La demanda de producción de DME, es la demanda potencial objetivo, la cual está basada en la producción de la central térmica, y se espera la venta de toda la producción (en regiones I, II, III, IV, V y una parte de la



región metropolitana, alcanzando los 409.540 ton/año), manteniéndose estable a lo largo de los años, sin reinversión para impedir aumentos en CAPEX y OPEX.

- Proyección de precios: La proyección de precios por parte de la producción de DME en la central térmica a gas natural de Mejillones, debido a las políticas gubernamentales adjudicadas en Chile (anteproyecto PEN y ley 21.455, junto con COP25 de forma internacional, entre otros acuerdos), el precio del GLP aumentará, provocando que la competencia del DM aumente su precio también, para hacerlo competitivo económicamente con este, considerándose un valor del 1% de crecimiento anual (debido a que el precio de producción de DME para hacerlo competitivo económicamente se hizo en base al GLP).

Además de ello, se tienen anuncios tales como la fiscalía Nacional Económica de Chile (FNE) sobre un estudio del libre mercado del gas en 2022, y un futuro proyecto de ley destinado a monitorear la libre competencia del mercado de gas licuado, provocando futuras alzas (Empresas Lipigas S.A., 2023).

#### 8.4. Evaluación económica

Dentro de los puntos finales a estudiar, es la evaluación económica, siendo considerados tópicos tales como los supuestos considerados, el flujo de caja del caso de estudio (caso base) y las sensibilidades, siendo estas representantes de las posibilidades de rentabilidad económica, frente a diferentes opciones posiblemente viables o escenarios de peligro/virtud frente al proyecto, perjudicando/beneficiando el estado de este. Finalmente, esta rentabilidad estará representada por los indicadores económicos, siendo estos el VAN, TIR y Payback, definidos más adelante.

##### 8.4.1. Supuestos para el flujo de caja

Antes de llevar a cabo el flujo de caja a estudiar del proyecto caso base (sin O<sub>2</sub> y sin integración energética, siendo el flujo de caja la representación de las entradas de ingresos del proyecto, junto con las salidas y la resolución neta de su proyección futura, para derivar en su rentabilidad y éxito/fracaso económico) se deben explicar los supuestos considerados, frente a las adversidades presentadas en eventos futuros y la falta de información exacta para la construcción y proyección de este, además de consideraciones matemáticas para



simplificar puntos relevantes, pero adecuados a la realidad, Dicho lo anterior, se consideran como supuestos:

- Supuestos para sensibilidades:
  - Variación de precios energéticos, siendo considerados una reducción del 3% anual en ellos.
  - Reducción del 30% en inversión para la captura de CO<sub>2</sub> aminas MEA, según 20 años de estudio.
  - Reducción del costo de inversión en electrólisis alcalina en base a interpolación de fabricantes y estudios analíticos, de 500 USD/kW a 358 USD/kW.
- Supuestos para flujo de caja para su construcción (S.Page & Gulf, 1996):
  - Mantenimiento 6% de la inversión instalada en cada subetapa productiva (TIC).
  - Mano de obra directa (MOD), es considerada dentro del rango de instalación de construcción de equipos principales y equipos secundarios (dentro de OPEX), vistos en tópicos anteriores de CAPEX y OPEX.
  - Costes de laboratorio y supervisión, 20% de MOD.
  - Dirección de planta, 50% de MOD.
  - Cargas de capital, seguros, impuestos locales y royalties, considerándose como 15% ,1% ,2% y 1% del valor de instalación de cada subetapa productiva (TIC).
  - Consideración del impuesto respectivo al valor agregado (IVA) del 19%.
  - Tasa de descuento para rentabilidad económica del proyecto >10%, debido al nivel de riesgo de inversión (ideal, riesgo alto).
  - Puesta en marcha realista, respecto a la instalación y productividad de la planta, en años iniciales (2 años hasta la máxima productividad de DME estudiada, para satisfacer la demanda potencial objetivo explicada en tópicos anteriores).
  - Además de lo antes mencionado, se tienen como consideraciones, el **tópico 8.3.6.** y **tópico 8.3.5.**, mencionados previamente.



### 8.4.2. Flujo de Caja caso base, caso producción DME comparativa con y sin integración e integración energética e influencia O<sub>2</sub>.

#### 8.4.2.1. Flujo de caja caso base sin integración energética, sin influencia O<sub>2</sub>.

Dado los supuestos, casos de depreciación, consideraciones de variación de precios y demandas, junto a los supuestos vistos previamente, es posible calcular el flujo de caja del caso base (caso de estudio), mostrado en la **figura 39** a continuación.

Lin.	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
Precio de venta promedio USD/ton	460	465	470	474	473	484	489	494	499	504	509	514	519	524	529	535	540	545	551	556	562	
Inversión de producción USD/ton		286671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	
Ingresos MM USD		133	192	194	196	198	200	202	204	206	208	210	212	215	217	219	221	223	226	228	230	
CAPEX MM USD		629	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
OPEX MM USD		135	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	
Masa de obra directa (MOS) MM USD		8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	
Mantenimiento X de valor instalado MM USD		10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	
Reserva de capital (R/C) valor instalado MM USD		35																				
Reserva (R/C) valor instalado MM USD		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	
Impuestos sobre ganancias (IG) valor instalado MM USD		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	
Impuestos (IG) valor instalado MM USD		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
Depreciación obra fija (D/F) MM USD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
Depreciación maquinaria (D/M) MM USD			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	
Inversión Ingresos MM USD		5																				
Inversión obra fija MM USD		233																				
Inversión maquinaria MM USD		273	82	35																		
UOI MM USD		-94	-40	-3	-1	1	3	5	7	9	11	13	15	17	20	22	24	26	28	31	33	
Impuestos (IG) MM USD			-8	-1	0	0	1	1	1	2	2	3	3	3	4	4	5	5	5	6	6	
Utilidad Neta MM USD			-32	-2	-1	1	2	4	6	7	9	11	12	14	16	18	19	21	23	25	27	
Depreciación obra fija (D/F) MM USD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
Depreciación maquinaria (D/M) MM USD			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	
Flujo de caja MM USD		-512	-94	11	41	43	45	46	48	49	51	53	54	56	58	60	61	63	65	67	69	70
Flujo de caja neto acumulado MM USD		-512	-606	-594	-553	-510	-465	-419	-371	-322	-271	-218	-164	-108	-50	10	71	134	199	266	334	405

Figura 39 "Flujo de caja caso base de estudio (Elaboración propia)".

El flujo de caja que se obtiene es importante en el estudio de la rentabilidad del proyecto, dado que, este representa las entradas y salidas de efectivo de un proyecto a lo largo del tiempo. Esto incluyen los ingresos generados por el proyecto, así como los gastos y desembolsos necesarios para su operación. La resolución neta del flujo de caja se obtiene al



restar las salidas de efectivo de las entradas, proporcionando una proyección futura crucial para evaluar la rentabilidad y determinar el éxito/fracaso económico del proyecto.

Ahora bien, ya obtenidos los flujos de entrada y salida, junto a los distintos parámetros considerados en la evaluación económica, como precio del producto, demanda potencial objetivo, ingresos, CAPEX, OPEX, mano de obra directa (dentro de ella, las distintas variaciones de derivaciones de estas, como costes de laboratorio, entre otros), mantenimiento, depreciaciones y royalties, es necesario explicar también, la inversión de terreno y la puesta en marcha respecto a los equipos principales y secundarios, en la construcción del proyecto.

La inversión de terreno es considerada dentro del margen del **tópico 8.2.5**. Ubicación de la central térmica, y con el fin de considerar la realidad de precios, se tomaron los m<sup>2</sup> de las áreas respectivas del proceso, por el valor de las licitaciones del Ministerio de Bienes Nacionales de Mejillones, obteniendo como inversión de terreno 5,4 MM USD (Ministerio de Bienes Nacionales, 2019).

Ahora bien, dentro de los detalles respecto a la puesta en marcha, para considerarla de la forma más real posible, los costos de inversión se distribuyen en el flujo de caja entre los años 0 al 2.

Esto se debe principalmente a que, se desembolsa el costo de los equipos en cuanto a la adquisición, considerándose del año 0 al 1, un 70% de operación de la planta (70% de instalación de equipos listos), por lo que a partir del año empieza a funcionar parcialmente la producción de DME. Mientras que, del año 1 al 2, se instalan los últimos equipos para lograr satisfacer las capacidades máximas productivas antes mencionadas, y alcanzar la demanda potencial objetivo estudiada.

Por último, se deben expresar los indicadores económicos y definir cada uno de ellos, a continuación, para determinar la rentabilidad económica.



8.4.2.2. Flujo de caja producción DME comparativa con integración y sin oxígeno, sin integración (método convencional) y con integración energética con influencia del oxígeno.

Para llevar a cabo la comparativa a nivel económico, se toman en consideración los valores obtenidos en **tópico 8.2.14.**, y supuestos dentro de **tópicos 8.3.4, 8.3.5, 8.3.6.**, realizando los Flujos de caja respectivos en cada caso, siendo estos:

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
venta producto USD/ton DME	460	465	470	474	479	484	489	494	499	504	509	514	519	524	529	535	540	545	551	556	562
tanalejo de producción ton/año	236671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530
Ingresos MM USD	133	192	194	196	198	200	202	204	206	208	210	212	215	217	219	221	223	226	228	230	230
CAPEX MM USD	629	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OPER MM USD	135	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139
Mano de obra directa (MOD) MM USD	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
Mantenimiento a (% de valor instalada) MM USD	10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14
carregar de capital (15% valor instalada) MM USD	35																				
reparar (1% valor instalada) MM USD	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
importar internar (1% valor instalada) MM USD	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
royalties (2% valor instalada) MM USD	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación abstráctica (2%) MM USD		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación maquinaria (10%) MM USD		39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Inversión terreno MM USD	5																				
Inversión abstráctica MM USD	233																				
Inversión maquinaria MM USD	273	82	35																		
UAIMM USD	-94	-40	-3	-1	1	2	5	7	9	11	13	15	17	20	22	24	26	28	31	33	33
Importar (19%) MM USD		-8	-1	0	0	1	1	1	2	2	3	3	3	4	4	5	5	5	6	6	6
Utilidad Neta MM USD		-32	-2	-1	1	2	4	6	7	9	11	12	14	16	18	19	21	23	25	27	27
Depreciación abstráctica (2%) MM USD		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación maquinaria (10%) MM USD		39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Flujo de caja MM USD	-512	-94	11	41	43	45	46	48	49	51	53	54	56	58	60	61	63	65	67	69	70
Flujo caja neta acumulada	-512	-606	-594	-553	-510	-465	-419	-371	-322	-271	-218	-164	-108	-50	10	71	134	199,0	266	334	405
Flujo de caja diferencial MM USD	-492	-29	69	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98

Figura 40 "Flujo de caja diferencial producción DME con integración (caso base, sin influencia de O<sub>2</sub> y sin integración energética) frente al método convencional de compra de MeOH (Elaboración propia)".



ota	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
venta producto	460	465	470	474	479	484	489	494	499	504	509	514	519	524	529	535	540	545	551	556	562
valor de producción transferida		286671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530
Ingresar MMUSD		133	192	194	196	198	200	202	204	206	208	210	212	215	217	219	221	223	226	228	230
OPERMM USD		21	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Operación en obra física (2%) MMUSD			192	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274	274
Operación en maquinaria (10%)MM USD				39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Inversión terrenoMM USD		5																			
UMMM USD		-65	-126	-124	-122	-120	-118	-116	-114	-112	-110	-108	-106	-104	-102	-99	-97	-95	-93	-90	-88
Impostar (1%)MM USD			-24	-24	-23	-23	-22	-22	-22	-21	-21	-21	-20	-20	-19	-19	-18	-18	-18	-17	-17
Utilidad NetaMM USD			-102	-100	-99	-97	-96	-94	-92	-91	-89	-87	-86	-84	-82	-81	-79	-77	-75	-73	-71
Operación en obra física (2%) MMUSD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Operación en maquinaria (10%)MM USD			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Flujo de cajaMM USD		-20	-65	-58	-56	-55	-53	-52	-50	-48	-47	-45	-43	-42	-40	-38	-36	-35	-33	-31	-29
Flujo caja neta acumulada MMUSD		-20	-85	-143	-199	-254	-307	-358	-408	-456	-503	-548	-591	-633	-673	-711	-747	-782	-814	-845	-874

Figura 41 "Flujo de caja sin integración, método convencional a través de la compra de MeOH (Elaboración propia)".



Ítem	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
venta producto USD/ton	460	465	470	474	479	484	489	494	499	504	509	514	519	524	529	535	540	545	551	556	562
vanalaje de produccion vanalaje		286671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530
Ingresos MMUSD		139	200	202	204	206	208	210	212	214	216	218	220	222	224	227	229	231	233	236	238
CAPEXMM USD		607																			
OPERMMUSD		87	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91	91
Mano de obra directa(MOD) MMUSD		8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
Mantenimient a(8% de valor instalada)MM USD		10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14
capital(15% valor instalada)MM USD		35																			
valor instalada)MM USD		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
internar(1% valor instalada)MM USD		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
valor instalada)MM USD		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciacion abra fúrica (2%)MMUSD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciacion maquinaria (10%)MMUSD			38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38
Inversion terrenaMM USD		5,4																			
Inversion abra fúricaMMUSD		225																			
Inversion maquinaria MMUSD		263,599	79	34																	
UAIMMUSD		-37	19	55	57	59	61	63	65	67	69	71	73	75	78	80	82	84	86	89	91
Impuortar (19%)MMUSD			4	10	11	11	12	12	12	13	13	14	14	14	15	15	16	16	16	17	17
UtilidadNeta MMUSD			16	45	46	48	49	51	53	54	56	58	59	61	63	65	66	68	70	72	74
Depreciacion abra fúrica (2%)MMUSD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciacion maquinaria (10%)MMUSD			38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38
Flujo de caja MMUSD		-494	-37	58	87	88	90	92	93	95	96	98	100	102	103	105	107	109	110	112	114
Flujo cajaneta acumulada MMUSD		-494	-531	-473	-387	-298	-117	-24	71	168	266	266	467	570	675	782	891	1001	1112	1227	1342
Flujo de caja diferencial MMUSD		-475	28	116	142	142	142	142	142	142	142	142	142	142	142	142	142	142	142	142	142

Figura 42" Flujo de caja diferencial producción DME con integración (influencia de O<sub>2</sub> e integración energética) frente al método convencional de compra de MeOH (Elaboración propia)".

#### 8.4.3. Indicadores económicos, caso base sin integración energética y sin O<sub>2</sub>, sin integración tecnológica (método convencional) y con integración energética e influencia O<sub>2</sub>.

Los indicadores económicos, son fundamentales para descifrar la rentabilidad económica del proyecto, explicando el éxito/fracaso de este, a través del VAN, TIR y Payback. A continuación, se definirán estos conceptos, siendo:



- Valor actual Neto (VAN): Este indicador es una representación monetaria, de ingresos y egresos de flujos de dinero presentes y futuros (CAPEX, OPEX, impuestos, entre otros) a lo largo de un estudio de evaluación (20 años) para determinar, la rentabilidad y éxito/fracaso del proyecto. De manera que, si el valor del indicador resulta positivo, significa que el proyecto es rentable, en contra medida, de si el valor es negativo, el fracaso y la no rentabilidad del proyecto.

Finalmente, se intenta buscar en una buena evaluación de proyectos, los puntos más reales del proyecto para determinar su rentabilidad, y las grandes posibilidades en base a sensibilizaciones, de los peligros y adversidades que se pueden presentar, para mostrar que el proyecto no es rentable en estas condiciones.

- Tasa interna de retorno/recuperación (TIR): Este indicador representa la tasa de descuento que haría que el VAN sea igual a 0. Básicamente es, la tasa de rendimiento esperada que equilibra el valor presente de los flujos futuros de inversión con la inversión inicial.
- Payback: Este indicador representa la cantidad de tiempo en que el proyecto permite recuperar la inversión.

Dicho lo anterior, se obtienen los indicadores económicos del caso de estudio (caso base), mostrado a continuación, siendo estos:

Tabla 12"Indicadores económicos caso base (método con integración tecnológica)"

Tasa descuento	4,00%
VAN (MM USD)	\$35,72
Payback	14,93
TIR	4,57%

Tabla 13"Indicadores económicos caso convencional, compra de MeOH".



Tasa descuento	10%
VAN (MM USD)	\$-401,22
Payback	-12
TIR	-

Al tener más egresos que ingresos, el Payback es negativo, logrando que no se obtenga retorno de inversión. Además, no se considera TIR, debido al elevado coste de compra de MeOH a 662 USD/ton MeOH, provocando que nunca llegue a ser rentable financieramente. Esto es provocado porque se generan más egresos que ingresos, siendo que los ingresos no logran compensar la inversión inicial junto con los costes del horizonte temporal considerado. Se analizarán estos resultados comparativos, en **tópico 9. Análisis de resultados**.

Tabla 14"Indicadores económicos caso integración tecnológica, integración energética e influencia O<sub>2</sub>".

Tasa descuento	11%
VAN (MM USD)	109
Payback	8,56
TIR	13,8%

Como se puede observar en la **tabla 14** antes mencionada, se logra una tasa de descuento adecuada respecto al riesgo para el inversor (11%), e incluso un VAN (MM USD) deseable y robusto, permitiendo que sea el mejor caso para llevar a cabo el proyecto, y deseable económicamente.

#### 8.4.4. Rentabilidad caso base

Dada la tabla mostrada anteriormente (**tabla 12**), se denota que para el caso base de estudio, el VAN es positivo con un valor monetario de 35,72 MM USD, por lo que, se demuestra que el proyecto es rentable económicamente, alcanzando una tasa de descuento del 4% (riesgo de rentabilidad bajo, lo ideal es >10%, pero no se alcanza la rentabilidad económico para el caso base).



Se busca la rentabilidad económica con esta tasa de descuento, dado que al ser un proyecto que involucra la integración de tecnologías individuales con poca rentabilidad económica (caso de la electrólisis usualmente ocupada y vinculada para la producción de hidrógeno verde), junto con la evaluación de la producción de una alternativa tecnológica relativamente nueva (y que sea competitiva económicamente con combustibles fósiles, tal como es el caso del GLP) y, desde el punto de vista productivo, innovador, por lo que se espera que el inversor sea consciente del riesgo a invertir, requiriendo de esta manera, una tasa de descuento alta. Además de ello, se obtiene un TIR del 4,57% siendo un rango moderado frente al riesgo del inversor, junto con un Payback de 14,93 años, para recuperar la inversión propuesta del proyecto.

#### 8.4.5. Análisis de sensibilidad

Dentro de los puntos importantes a destacar dentro de la evaluación de un proyecto, son las adversidades que pueden provocar la no rentabilidad de un proyecto, o variación dentro de un factor, que afecte el proyecto de manera significativa. Es por ello por lo que, se llevan a continuación, las siguientes sensibilidades y comparaciones dentro del proyecto, siendo estas:

Primeramente, dada la figura mostrada a continuación, se debe sensibilizar cuales son las diferencias del caso base (sin variación de energía, sin integración energética, sin influencia de O<sub>2</sub>), al caso base con variación en coste energético, siendo este reducido en un 3% en OPEX anualmente.

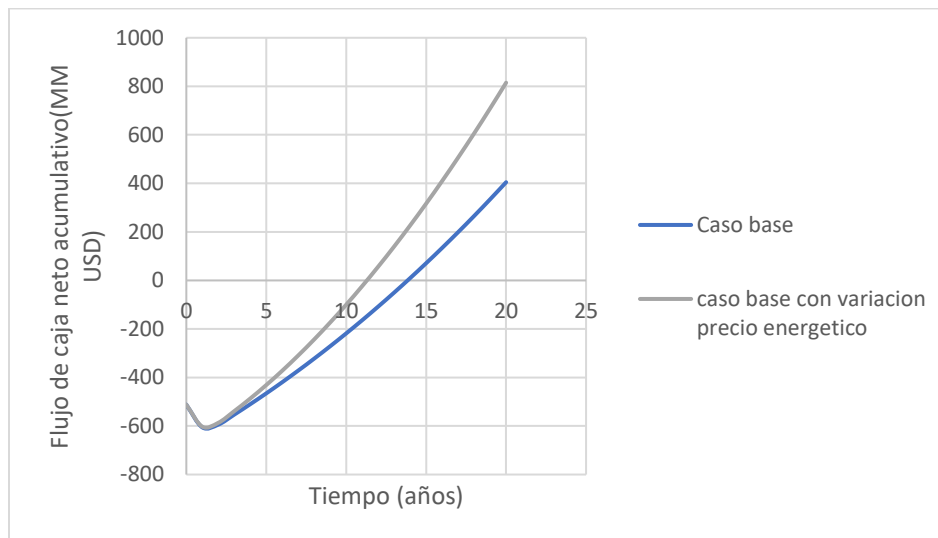


Figura 43 "Análisis de sensibilidad respecto al caso base sin variación coste energético y reducción de coste energético (Elaboración propia)".

Dicho lo cual, se puede visualizar en la **figura 43** que, respecto al caso base en contra medida del caso con variación energética, al reducirse un 3% anualmente el OPEX energético, al finalizar la evaluación de 20 años se consigue una salida de flujo neto de caja mayor que en caso contrario, permitiendo una curvatura ascendente de mayor impacto en el proyecto.

En el **Anexo E**, se denotan las tablas respectivas a los casos antes mencionados, expresando la evidencia de lo antes mencionado en los indicadores económicos y supuestos económicos, siendo estas las **tablas 12 y 22**.

Dentro de la próxima sensibilidad, se analizará también el caso base, pero esta vez respecto a una reducción en el coste de inversión CAPEX de la tecnología de electrólisis alcalina, a lo largo de los 20 años de estudio junto con la reducción del coste energético del 3% anual. Esto se debe en gran medida, a debido a economías de escala (a mayor instalaciones de electrólisis, y siendo el H<sub>2</sub> involucrado más en el mercado, el coste de la electrólisis disminuirá), subsidios y políticas por parte de gobiernos nacionales y políticas internacionales (COP25, acuerdo Kioto, anteproyecto PEN, ley 21.455, entre otros), tendencias de mercado (mayor inversión esperada en tecnologías renovables, tal como se señaló en la introducción y se señalará más adelante en este tópico) y mejoras en avance de materiales y mejoras en catalizadores, además de mejoras en la eficiencia de los procesos (giz, 2021). Dicho lo cual, se hace una

interpolación en la **figura 16** respecto para obtener los USD/kW de inversión, viéndose una reducción de 358 USD/kW en el proceso de electrólisis.

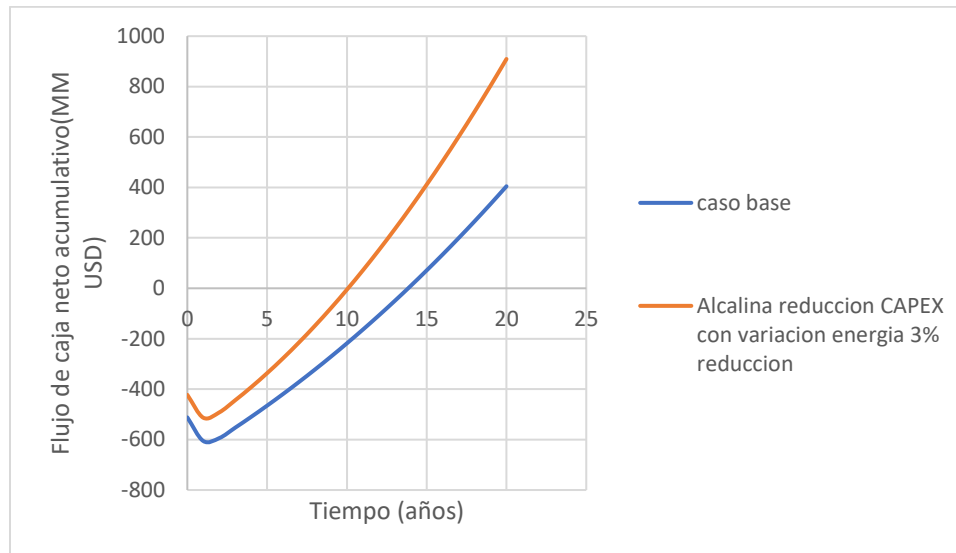


Figura 44 "Análisis de sensibilidad respecto a caso base y la utilización de electrólisis alcalina con 358 USD/kW, costo futuro a fabricantes, incluyendo la variación en la reducción de costes energéticos a lo largo de los años (Elaboración propia)".

Por tanto, a través de la **figura 44**, se puede denotar que, el CAPEX de inversión es inferior respecto al caso base (de 500 USD/kW a 358 USD/kW, con coste de inversión de 519 MM USD), y junto con la incorporación de la reducción en el coste energético del 3% anual, es posible obtener flujos de caja neto acumulativos finales óptimos y con mayor ascendencia que el caso base, permitiendo obtener un VAN positivo (**tabla 23**) y tasas de descuento cercanas a lo deseable.

Además de lo antes mencionado, se toma en consideración el supuesto de reducción energética del 3% anual debido a que, la reducción del LCOE en la producción en energía solar fotovoltaica en la zona norte, se reduce en un 7% anual, por lo que se estima que la energía eléctrica de esta zona también se reduce. Esto se debe no solo al desarrollo de estas tecnologías, sino además de que, el coste de utilización energética por combustibles fósiles para poder competir debe reducir sus precios, junto con la inversión a futuro (IRENA, 2020). Esto es respaldado según Bloomberg New Energy Finance (compañía financiera de inversiones a nivel mundial), en donde se presentó un informe que se destacan datos

esenciales con cambios en la matriz energética a nivel global, tales como una disminución en el coste de la tecnología fotovoltaica impulsando un aumento de \$3.7 Trillones de inversiones en el mundo dedicadas a energía solar, de distintas escalas (Segui, 2023).

Dentro de la siguiente sensibilización, a través de la figura mostrada a continuación, es posible relacionar y comparar, los ciclos de alzas y bajas del precio del GLP (lo cual se relaciona de forma directa con el precio del DME, dado que se realizó la competitividad del DME producido en base al precio de venta del GLP) repercutiendo en las ganancias/pérdidas del proyecto, en los casos extremos de máximas/mínimas obtenidos de forma cíclica.

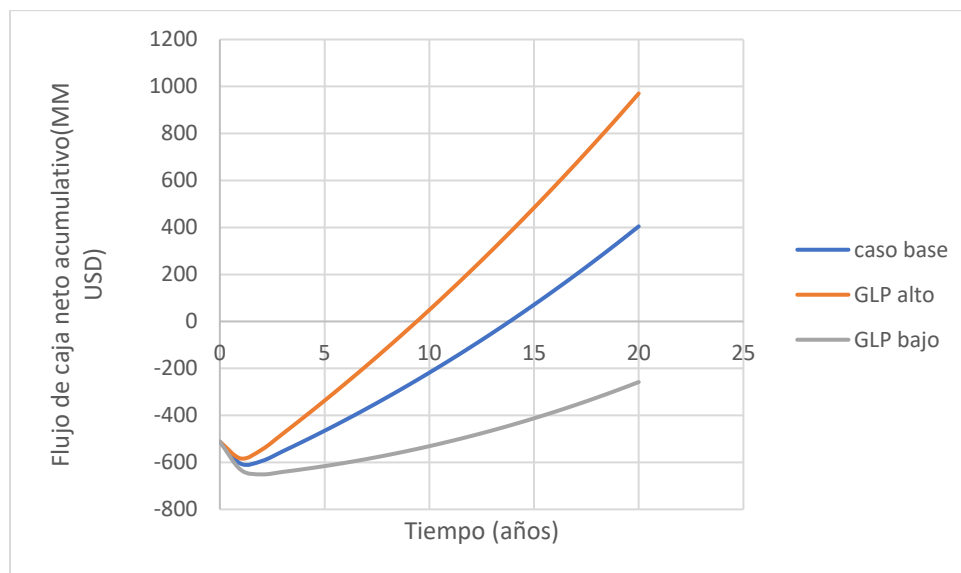


Figura 45 "Análisis de sensibilidad respecto al caso base y a los valores máximos y mínimos posibles a obtener en ciclo del valor del GLP (Elaboración propia)".

De manera que, a través de la **figura 45**, es posible denotar que, en el caso del GLP máximo (alto) respecto al caso base, alcanzan flujos netos acumulativos con muy alta rentabilidad, mostrando a través de los indicadores económicos respectivos, su potencial económico en **Anexo E tabla 20**. En cambio, el GLP mínimo alcanzado (bajo) respecto al caso base, demuestra que no se alcanza la rentabilidad económica ni mucho menos un potencial económico beneficioso en el proyecto, demostrándolo en **Anexo E tabla 21**.

Ahora bien, la siguiente sensibilidad representa al análisis entre el caso base, el caso base con la influencia máxima de O<sub>2</sub> y el caso base con integración energética, junto con la incorporación de la influencia del O<sub>2</sub>.

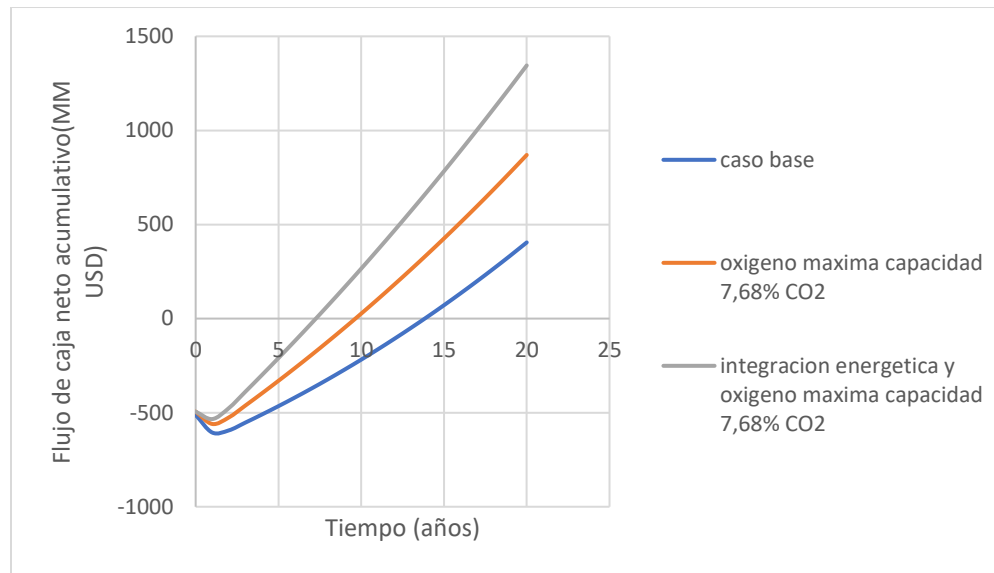


Figura 46"Análisis de sensibilidad respecto a caso base y casos con influencia de O<sub>2</sub> a máxima capacidad 7,68% concentración CO<sub>2</sub>, y caso con influencia e integración energética (Elaboración propia)".

En la **figura 46** mostrada a continuación, se puede denotar que, en el caso base, se tiene el peor caso de los flujos de caja neto acumulativos, debido a que es el caso con mayor inversión CAPEX (629 MM USD), en comparación a cuando se integra con la influencia del O<sub>2</sub> (casos contrarios, con 607 MM USD). Además de ello, el caso base no posee la reducción de OPEX en contramedida de los casos contrarios, repercutiendo en que la curvatura de flujos de caja neto acumulativos entregue peor salidas de ingresos netos, y se obtengan menos ganancias, por lo que se obtiene peor rentabilidad. Dentro de los últimos puntos a mencionar, se tiene que la integración energética e influencia de O<sub>2</sub> con la máxima capacidad de temperatura de turbina, es capaz de lograr reducciones de OPEX hasta los 91 MM USD/anuales desde 139 MM USD/anuales (caso base), siendo un logro en eficiencia energética, junto con la comparativa de reducción de OPEX a 120 MM USD/anuales solo con la influencia de O<sub>2</sub>. Por último, se debe analizar la reducción de CAPEX en la tecnología de captura CO<sub>2</sub> por aminas MEA a través de los años, debido reducción de costos de elaboración de energía solar

fotovoltaica (reducción de gasto energético dados desarrollos energéticos competentes de alternativas económicas) y economías de escala (análisis en IEA sugieren múltiples desarrollos permitiendo la reducción de costes en un 30% en 2050, respecto a costos de inversión en tecnologías verdes alternativas)(Energy transitions commission, 2022; Moreno et al., 2021). Dicho lo cual, en la siguiente figura mostrada a continuación, se denota lo siguiente.

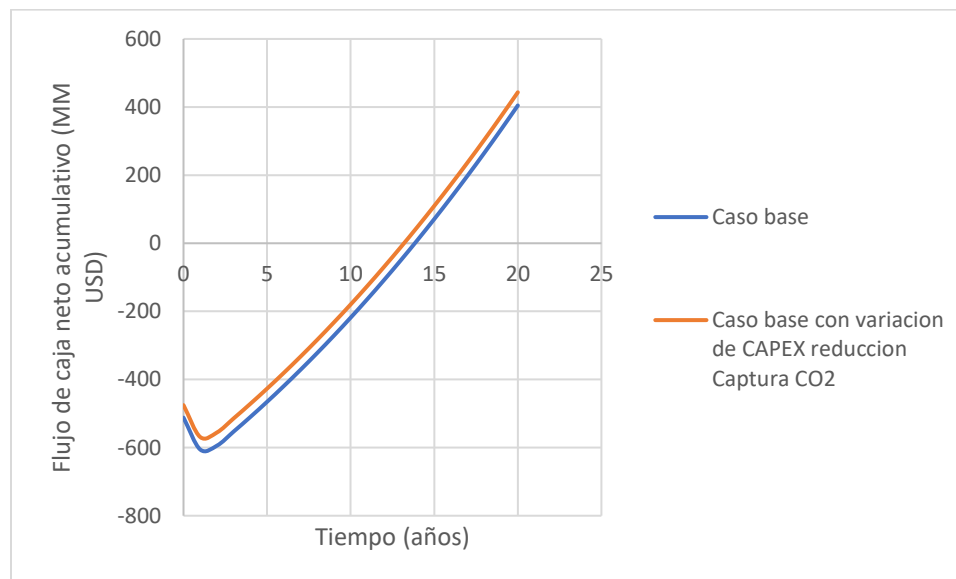


Figura 47" Análisis de sensibilidad caso base respecto a caso reducción de CAPEX 30% en captura de CO<sub>2</sub> aminas MEA (Elaboración propia)".

Se puede visualizar en la **figura 47** mostrada anteriormente que, debido a una reducción del 30% en la inversión del proceso de captura CO<sub>2</sub> aminas MEA, se obtienen flujos de caja neto acumulativo con mayor rentabilidad, resolviéndose de forma paralela en mejores rangos que el caso base en MM USD (en la **tabla 25** se pueden observar los indicadores económicos, y compararlos con el caso base, **tabla 12**).

Finalmente se puede concluir en base a las anteriores figuras y comparaciones, que el mejor caso dentro de las sensibilidades propuestas, son el caso con influencia de O<sub>2</sub> e integración energética (tasa de descuento de 11%), seguido del caso base con influencia de O<sub>2</sub> (9% de tasa de descuento) y el caso de GLP de ciclo alto debido al aumento de los ingresos dada el alza en el precio y valor del GLP (9% tasa de descuento, siendo relacionado directamente con el precio competitivo del DME producido), para finalizar con el caso de reducción de



coste energético del 3%, logrando tasas de descuento del 7%. En contramedida, el peor escenario es cuando el GLP se encuentra en ciclo bajo (indicadores económicos en **tabla 21**), debido a la reducción de precio y pérdida del valor del GLP (afectando directamente al precio de venta del DME producido), denotando un VAN en indicador económico negativo, demostrando que el proyecto no es rentable en este caso. Además de lo antes mencionado, el caso base después del GLP ciclo bajo, se encuentra en los peores escenarios, dada la falta de beneficios por parte de la ausencia y valorización del uso del O<sub>2</sub> y problemas de optimización en eficiencia energética, producto de la no integración energética de los IDC en cada una de sus subetapas.

#### 8.4.6. Análisis sensibilidad utilización O<sub>2</sub> en vez de aire, y máxima capacidad

Dentro de la revalorización del O<sub>2</sub>, hay que entender los beneficios que trae utilizar O<sub>2</sub> en sustitución por aire, frente al impacto en CAPEX y OPEX que representa.

Dicho lo anterior, en la siguiente tabla se muestra el impacto económico por parte de la inversión en equipos y gastos operacionales de los equipos secundarios con sus servicios auxiliares, tales como energía, agua de servicio/vapor, siendo está representada en la **tabla 15**:

Tabla 15 “Impacto en inversión y gastos operacionales con O<sub>2</sub> a diferentes flujos de procesamiento y diferencia en concentración a máxima capacidad de turbina (Elaboración propia)”.

ton/h gas comb	% de CO <sub>2</sub>	%captura	Captura total	costes IDC, compresores y bombas MM USD	presion operación	% de reduccion inversion	Gasto operacional MM USD	Gasto operacional MM USD	%Gastos operacionales
1650	6,17	92,7%	94,43	18,8971921	3				
1650	7,68	99,67%	126,31	18,8971921	3	19,946%	41,7	38,77	7%
1450	7,68	99,90%	111,35	16,447053	3				
1230	7,68	99,99%	94,43	15,13	3	8,020%			
3540	3,51	76,000%	94,43	26,878221	3	43,72%	59	38,77	34%

En la **tabla 15**, se puede visualizar que, a mismo flujo, pero distinta concentración (siendo 7,68% la concentración de CO<sub>2</sub> producto de la máxima capacidad de utilización e influencia de O<sub>2</sub> que puede aguantar la turbina con la salida de gases de combustión e integración de la electrólisis) hay un aumento en la captura total de CO<sub>2</sub>, permitiendo obtener mayor producción de MeOH eventualmente si se requiere, dada su mayor eficiencia. Además de lo



antes mencionado, se puede observar que, debido a este aumento de concentración provocado por el aumento permitido de temperatura en su máxima capacidad al utilizar el  $O_2$  entregado por la electrólisis, se puede reducir el flujo para alcanzar valores de captura semejantes a mayores flujos con menores concentraciones (caso base, sin influencia de  $O_2$ , requiriendo mayores flujos, para capturar lo mismo con menor concentración). Esto conlleva a la reducción de CAPEX y OPEX dentro del proceso de captura, permitiendo que a menor flujo se puede capturar valores semejantes, reduciendo en un 43,72% el CAPEX y 34% el OPEX en esta etapa respecto al caso base frente a la máxima capacidad de  $O_2$ .

Esto es entendible, dado que, a menor flujo, los equipos capaces de procesar el flujo requieren menos condiciones de capacidad (IDC, por ejemplo, requieren una menor área de transferencia de calor, requiriendo una menor inversión) al igual que, requieren menos recursos de procesamiento por parte de OPEX (menor flujo, menos gastos energético o recursos auxiliares de operación).

Dicho lo cual, se demuestran los beneficios económicos por parte de la utilización de  $O_2$  en la metodología de integración para la formación de DME.

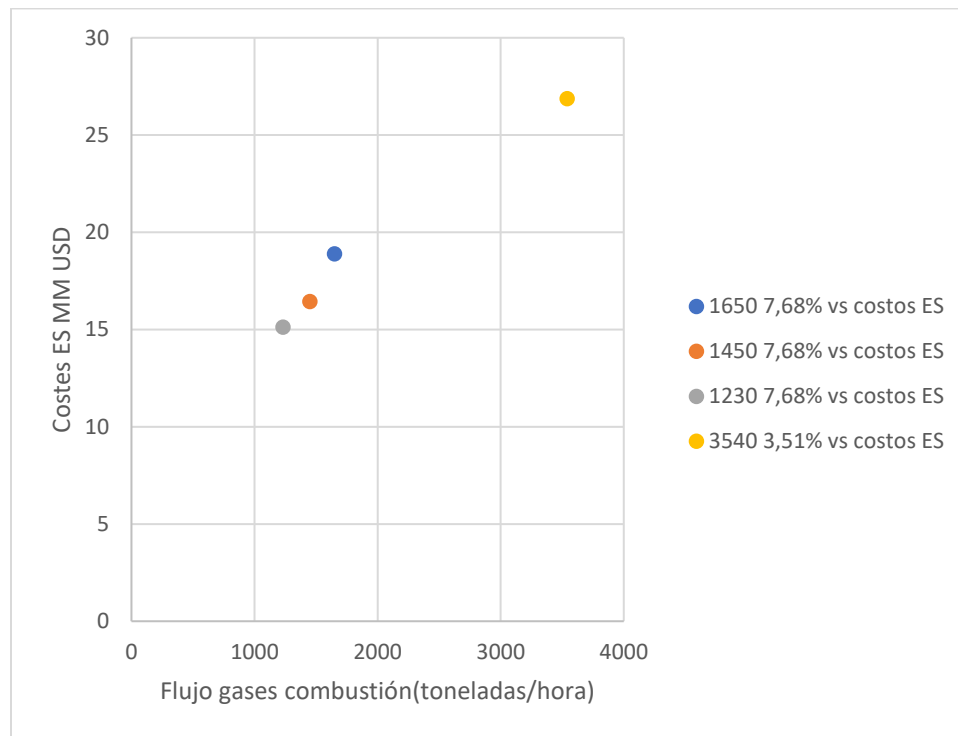


Figura 48“Análisis sensibilidad reducción de costes a diferentes flujos de proceso frente a misma concentración e impacto del caso base (3540 ton/h, 3,51% concentración CO<sub>2</sub>) (Elaboración propia)”.

En la **figura 48** mostrada a continuación, se denota la reducción de inversión a mismas concentraciones, a medida que se reduce el flujo de procesamiento. Se observa que, en el caso base (3540 ton/h flujos combustión sin influencia O<sub>2</sub>), la reducción de CAPEX es sustancialmente considerable, trayendo beneficios de rentabilidad.

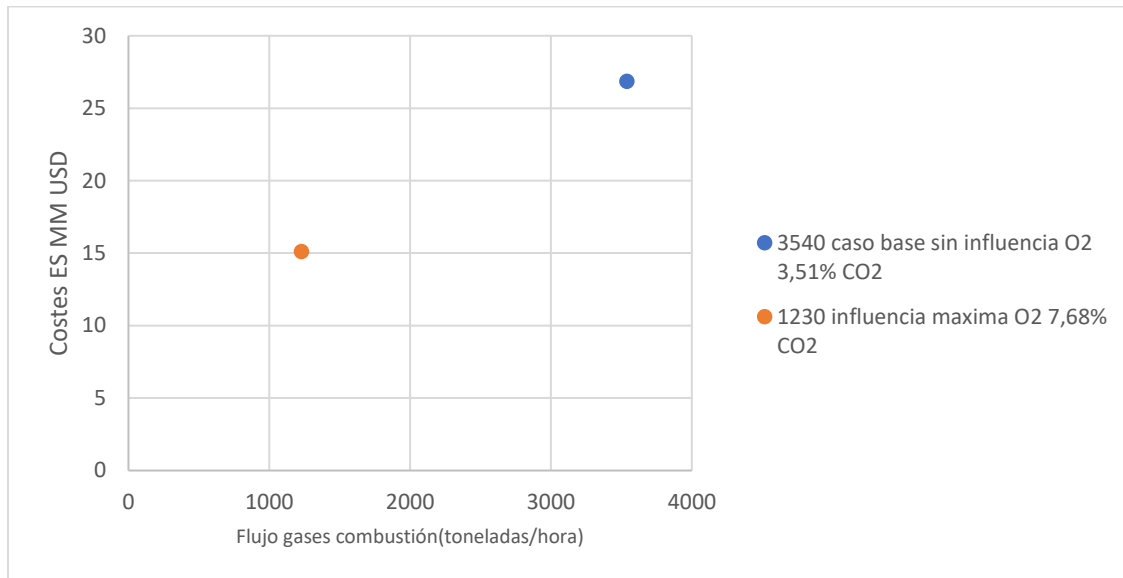


Figura 49"Análisis sensibilidad reducción de costes con O<sub>2</sub> en máxima capacidad y sin O<sub>2</sub> (Elaboración propia)".

En la **figura 49** mostrada anteriormente, se puede visualizar el impacto de reducción de inversión al utilizar O<sub>2</sub> de la electrólisis en la captura de CO<sub>2</sub>, reduciendo los NO<sub>x</sub> y permitiendo capturar más CO<sub>2</sub>, dado el aumento de concentración provocado por la utilización de O<sub>2</sub> y la reducción de flujo.

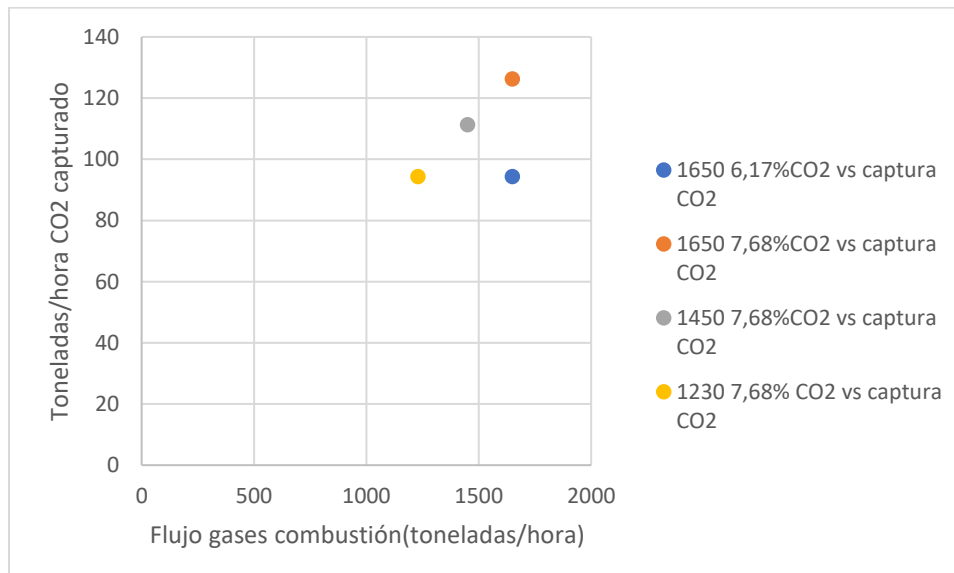


Figura 50"Análisis sensibilidad aumento en captura CO<sub>2</sub> frente a aumento de concentración en CO<sub>2</sub>, y aumento de captura a mayor flujo de proceso (Elaboración propia)".



Finalmente, en la **figura 50** se observa que, a mismo flujo, pero a mayor concentración, se captura más  $\text{CO}_2$ , provocando que el proceso sea más eficiente y alcance una mayor cantidad de materia prima para producir  $\text{MeOH}$  si se requiere, para producir mayores cantidades de  $\text{DME}$  (en el proyecto con las condiciones actuales no se requiere, dado el “cuello de botella” del  $\text{H}_2$ ).

Por último, hay que hacer énfasis en además de la reducción de  $\text{NO}_x$ s producto de la utilización de  $\text{O}_2$ , también se encuentra el beneficio de la reducción de combustible  $\text{CH}_4$  utilizado en los quemadores de Oxidación. Esto se debe en gran medida a que, mientras se ingrese mayor cantidad de  $\text{O}_2$  a los quemadores, estos pueden aumentar la temperatura de operación, logrando reducir la necesidad de mayor cantidad de combustible para quemar y que se produzca la reacción de combustión. Si se ingresa un 100% de oxígeno (el caso de estudio es de un 33%), la reducción de combustible es del 38% (Insertec, 2024). Dicho lo cual, se hace un interpolación y a precio de 98 USD/ton de  $\text{CH}_4$ , se logran ahorrar 9 ton/h de  $\text{CH}_4$  ingresados a la central térmica a gas natural de Mejillones, de un total de 71,72 ton/h. Esto permite un ahorro de 7,7 MM USD/año, siendo ingreso beneficioso como revalorización de  $\text{O}_2$ .

Dado todo lo antes mencionado, y vislumbrando la **tabla 11** mostrada en tópicos anteriores, se alcanzan nuevos valores reducidos de LCOE producto de la influencia del  $\text{O}_2$  brindado por la subetapa de electrólisis, junto con la integración energética entre plantas y de las propias subetapas, siendo los costes de producción de  $\text{H}_2$  de 3244 USD/ton,  $\text{CO}_2$  de 194 USD/ton,  $\text{MeOH}$  de 1065 USD/ton y finalmente el  $\text{DME}$  de 1545, obteniendo reducciones considerables entre ambos métodos (caso base e influencia de  $\text{O}_2$  con integración energética). Un último análisis respecto al uso de  $\text{O}_2$  en vez de aire en el caso de estudio, es que siendo necesario en el proceso un tonelaje de 330,15 ton/h al 15% de exceso de  $\text{O}_2$  estequiométricamente respecto al flujo de  $\text{CH}_4$  ingresado, solo se oxigena 1/3 del máximo posible, llegando a escenarios más influyentes en la captura de  $\text{CO}_2$  y su eficiencia.

Esto es muy útil económicamente ya que, al utilizar el subproducto de la electrólisis ( $\text{O}_2$ ), en vez de no utilizarlo en el proceso, se puede hacer más eficiente la captura (capturando más, además de requerir menos flujo), necesitando menos gasto operacional en los equipos y



menos inversión en equipos, dado que, a menos flujo requerido en los equipos gracias a la mejora de captura, se logra la cantidad necesaria de captura de CO<sub>2</sub>.

## 9. Análisis de resultados

Finalmente, para el análisis de resultados, se debe tener en consideración la diferencia en los procesos propuestos en la producción de DME planteada, comparándola a nivel industrial, y explicando las diferencias/similitudes entre estos. Dicho lo cual, primeramente, se comparará el caso de electrólisis, siendo:

### 9.1. Electrólisis

Dentro del proceso de electrólisis, se utilizó el proceso industrial mostrado en **antecedentes y teoría**, junto con el análisis de sus etapas correspondientes en tópico tal como **8.2.4.1**, siendo las más importantes, la etapa de OI, deionización y electrólisis con los electrolizadores alcalinos de la empresa McPhy. Se lleva a cabo un BM para conocer, después de calculados la cantidad de electrolizadores según la capacidad instalada máxima de la central térmica, para conocer a través de la **figura 9**, el flujo en ton/h de cada una de ellas, y lograr dilucidar la cantidad necesaria productiva capaz de alimentar la cámara de combustión con el O<sub>2</sub> generado, junto con el H<sub>2</sub> para alimentar la hidrogenación de CO<sub>2</sub> y producir, eventualmente, el MeOH.

Finalmente se llevan a cabo los análisis de inversión y costos operacionales, basándose en equipos secundarios importantes, como las bombas pre-OI (necesarias para una presión operacional bibliográfica estudiada de 50-100 bar), junto con bombas pre-electrólisis capaz de mantener una presión operacional en los electrolizadores de 30 bar. Mismo caso, para los IDC ocupados pre-electrólisis y para enfriar los electrolizadores, manteniendo una temperatura operacional constante de 70°C.

Por último, se toma en consideración estudios por parte de IRENA, para determinar el CAPEX involucrado, y lograr ver si se está dentro del rango estudiado, llegando a CAPEX de 391 MM USD (estudiado a detalle en **tabla 9**), obteniendo un costo de producción de 3354 USD/ton H<sub>2</sub> (3244 con influencia de O<sub>2</sub> e integración energética), estando dentro del rango a nivel industrial del hidrogeno, de 3-7,5 USD/kg H<sub>2</sub> (García Bernal, 2021a). Cabe mencionar que, la diferencia entre los costos de producción antes mencionados a nivel



bibliográfico, se debe en gran medida a que, dependiendo de que tecnología de electrólisis se ocupe (entre las dos más industrializadas y ocupadas, siendo PEM y alcalina), el costo de inversión será más alto o menor.

Finalmente se estima que, los costos de inversión en los procesos de electrólisis disminuyan a lo largo de los años, debido a economías de escala (a mayor instalaciones de electrólisis, y siendo el H<sub>2</sub> involucrado más en el mercado, el coste de la electrólisis disminuirá), subsidios y políticas por parte de gobiernos nacionales y políticas internacionales (COP25, acuerdo Kioto, anteproyecto PEN, ley 21.455, entre otros), tendencias de mercado (mayor inversión esperada en tecnologías renovables, tal como se señaló en la introducción o en **tópico 8.4.5.** en sensibilidad de reducción coste energético) y mejoras en avance de materiales y mejoras en catalizadores, además de mejoras en la eficiencia de los procesos.

#### 9.2. Captura de CO<sub>2</sub>

Ahora bien, para el caso de la captura de CO<sub>2</sub>, se siguen las etapas vistas en **Antecedentes y teoría**, vislumbrando la **figura 2** de manera técnica industrial, requiriendo en su mayor medida, una torre de absorción y una torre de desorción, regenerando las aminas MEA (comparativa técnica **figura 2** con **figura 12** en HYSYS) produciendo un total de 94,43 ton/h de CO<sub>2</sub> capturado, alcanzando un costo de producción de 194 y 249,96 USD/ton CO<sub>2</sub> capturado, según la utilización de O<sub>2</sub> al máximo de temperatura o sin O<sub>2</sub> utilizado en la cámara de combustión, repercutiendo en la captura de CO<sub>2</sub>. Dentro del rango a nivel industrial, respecto al coste de producción de captura de CO<sub>2</sub> por aminas MEA en centrales térmicas energéticas a gas natural, se encuentran en el rango de 110 USD/ton CO<sub>2</sub>, por lo que se tienen valores por encima de lo bibliográfico, pero producto a factores particulares del proceso, siendo explicado en los siguientes puntos (Energy transitions commission, 2022):

- Gran inversión CAPEX: Al requerir el procesamiento de flujos másicos elevados, tal como es el caso de 3540 ton/h de gases de combustión, se requieren equipos secundarios y principales de mayor tamaño por los requerimientos técnicos, proporcionando una mayor inversión y gasto CAPEX considerablemente (además de que, al no utilizar O<sub>2</sub>, se posee una baja captura debido a una baja concentración de CO<sub>2</sub> en los gases combustión).



- Gran gasto energético producto de flujos másicos muy altos: Debido al flujo másico elevado, se requiere un gasto energético superior (mayor energía para procesar y capturar el CO<sub>2</sub>, debido al gran volumen de gases combustión), siendo que a medida que se tienen menores concentraciones de CO<sub>2</sub> en los gases de proceso, aumenta el gasto energético considerablemente, denotándose en el **Anexo F figura 67**.
- Baja concentración de CO<sub>2</sub>: En escenarios donde la concentración de CO<sub>2</sub> es mayor (caso, por ejemplo, de gases de combustión de carbón) los costos de captura suelen ser más bajos debido a la mayor eficiencia de captura y menor requerimiento energético para la regeneración del solvente. Por contraparte, a menor concentración y altos niveles de flujo, mayores son los requerimientos y peor es la eficiencia.

Dado lo antes mencionado, se dieron las condiciones particulares del proyecto, por lo que se estima que el rango superior dentro del coste de producción del CO<sub>2</sub> capturado por aminas MEA, es aceptable.

Finalmente, cabe destacar que, el coste de producción a través de captura de CO<sub>2</sub> por aminas MEA, se irá reduciendo a lo largo de los años, debido a reducción de costos de elaboración de energía solar fotovoltaica (reducción de gasto energético dados desarrollos energéticos competentes de alternativas económicas), economías de escala (análisis en IEA sugieren múltiples desarrollos permitiendo la reducción de costes en un 30% en 2050, respecto a costos de inversión en tecnologías verdes alternativas), al mismo tiempo que tecnologías alternativas de descarbonización y de captura de CO<sub>2</sub>, tal como son los DACCs (captura de CO<sub>2</sub> proveniente del aire, siendo en 2050, una estimación de reducción de costes de 286 USD/ton CO<sub>2</sub> a 80 USD/ton CO<sub>2</sub>) (Moreno et al., 2021).

### 9.3. Producción MeOH

Dentro de los productos finales obtenidos en la producción de DME, se encuentra el MeOH, obteniendo a través de la simulación HYSYS 65,934 ton/h de flujo másico al 99,9% de pureza (**figura 13**).

Hay que considerar que, la forma en que se simuló el proyecto es distinto respecto a otras referencias bibliográficas, siendo, por ejemplo, el caso del **Anexo G, figura 68**.



Al comparar el proyecto presentado por elaboración propia **figura 13** con **figura 68**, las principales diferencias son:

- Cantidad de reactores y % de conversión: Se utilizó en el proyecto un solo reactor, con conversión del 82,4%, en comparación al proceso simulado en **Anexo G**.

Si bien la conversión ocupada es similar (en torno al 80% conversión global), no fue necesario la aplicación de más reactores dado que la cantidad de  $H_2$  fue consumida en su totalidad, sin posibilidad de reaccionar en la hidrogenación de  $CO_2$  para producir MeOH, por lo que, no es necesario un segundo reactor para aumentar la conversión de lo que no reacciona (sin  $H_2$ , no es posible seguir reaccionando).

Esto se llevó a cabo, gracias al análisis de emisiones CO, permitiendo encontrar el flujo másico de  $CO_2$  ideal para no producir mayores cantidades de emisiones en el proceso, y permitir la completa conversión completa de  $H_2$ .

- Valores de costos de producción de  $H_2$  y  $CO_2$ : Se toman en consideración en el proyecto comparativo costos de producción de  $H_2$  y  $CO_2$  inferiores a lo esperado por captura de  $CO_2$  y proceso de electrólisis, siendo 1250 USD/ton  $H_2$  y 12,10 USD/ton  $CO_2$  respectivamente, por lo que el coste de producción final de MeOH, alcanza valores inferiores (580 USD/ton MeOH) a lo establecido por bibliografía a través de métodos renovables y técnicamente para la producción de e-metanol (800-1600 USD/ton MeOH).

Dicho lo cual, a través de la metodología propuesta en la presunta memoria, técnicamente se obtiene la producción de e-metanol (gracias a la electrólisis y captura de  $CO_2$ ) entre un rango aceptable de bibliografía de 800-1600 USD/ton, siendo en el caso de estudio de 1165 USD/ton MeOH (caso base, y 1065 USD/ton caso influencia  $O_2$  e integración energética). En contramedida, si es que se reducen los costes de producción del proceso de electrólisis tal como se mencionó anteriormente, (siendo esta tecnología por parte del CAPEX la mayor inversión dentro de costos) es posible alcanzar los niveles reducidos de costes de producción de 580 USD/ton MeOH mencionados en el trabajo propuesto comparativo. De la misma manera para el caso



del coste de producción de  $\text{CO}_2$ , siendo el valor utilizado menor a lo establecido por bibliografía.

Finalmente, se tiene que, el peso del coste de producción del  $\text{H}_2$  repercute más su inversión en comparación al coste de producción de la captura de  $\text{CO}_2$ , dada la **figura 26** demostrativa, por lo que se deduce que, es más importante desarrollar medidas capaces de optimizar la electrólisis, e implementar tecnologías viables para maximizar la producción de  $\text{H}_2$  por parte de la electrólisis, junto con una ampliación dado que al ser el “cuello de botella” del proyecto, no es posible ampliar la producción de  $\text{MeOH}$  por falta de flujo.

- Cantidad de separadores flash simulados: La utilización de separadores flash, va ligado a la necesidad de separar los gases contaminantes ( $\text{CO}$ ) residuales en el flujo después del reactor, para su liberación dentro de la norma primaria de gases (mencionada en **tópico 8.2.11.**) a la atmosfera o a procesos (antes mencionados) para reducir la contaminación liberada. Dicho lo cual, debido a que en el proyecto trabajado se utilizó solo 1 reactor (y la temperatura de operación es lo suficientemente elevada para no generar un flujo liquido), se requiere solamente un separador flash, a diferencia del proceso comparativo propuesto.
- Cantidad de torres de destilación: Debido a que hay un mayor flujo de generación de diferentes fuentes diversas de  $\text{H}_2\text{O}$  (residual en el proceso, impidiendo la separación correcta del  $\text{MeOH}$ ), se utilizó en el proyecto comparativo 2 torres de destilación (a diferencia del proyecto elaborado actual utilizando solo 1) siendo la primera, la encargada de originar una pureza alta pero no completa, para después lograr en la segunda torre una mayor pureza. Esto es producto como antes se mencionó, a la cantidad de reactores (producto de un mayor flujo de  $\text{H}_2$  en relación al  $\text{CO}_2$  ocupado) junto con el flujo acuoso del segundo reactor.
- Razón de flujo  $\text{kg mol/h}$  entre  $\text{H}_2$  y  $\text{CO}_2$ : En la actual memoria, se tiene un flujo molar de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$   $3074 \text{ kmol/h}$  y  $6477 \text{ kmol/h}$  respectivamente, en comparación a los flujos comparativos de  $1000 \text{ kmol/h}$  de  $\text{CO}_2$  y  $3000 \text{ kmol/h}$  de  $\text{H}_2$ , logrando una razón de 3 frente a los 2,1 del proceso elaborado. Esto conlleva a reafirmar que, al tener más  $\text{H}_2$



capaz de reaccionar, es necesaria la adquisición y utilización de un segundo reactor, permitiendo una mayor conversión final de producción de MeOH.

Cabe destacar que, como se ha mencionado anteriormente en diferentes tópicos, es posible obtener mayores conversiones dentro del proyecto en la formación y optimización del proceso para la producción de MeOH y DME, siempre y cuando sea posible la expansión de la capacidad instalada de la central térmica a utilizar, permitiendo una mayor cantidad de electrolizadores y consecuentemente, mayor producción de H<sub>2</sub> en la electrólisis, permitiendo que el “cuello de botella” del proyecto, logre disiparse.

Mientras que, por parte contraria, las principales características similares, son:

- Teoría de flujo de emisiones: teóricamente, pese a las diferencias propuestas en los modelos (respecto a la cantidad de equipos por los factores antes mencionados) se sigue la misma línea respecto a los flujos y hacia donde van dirigidos (por lo que el esqueleto del proceso HYSYS es similar), ya sean emisiones contaminantes (CO) o flujos entre etapas (separadores flash para la separación de H<sub>2</sub>O y MeOH junto con CO, y torres de destilación para la separación con H<sub>2</sub>O).
- Equipos secundarios para lograr las condiciones operacionales del proceso: Se utilizaron los mismos equipos necesarios para mantener las condiciones operacionales correctas en los equipos, tal como los IDC para reducir la temperatura previo al ingreso de los separadores flash (para mantener líquido los flujos de H<sub>2</sub>O y MeOH), bombas para trasladar el líquido a la torre de destilación, compresores previo al reactor al igual que los IDC previo al reactor, manteniendo la presión y temperatura estipulada en el tópico técnico **figura 13**, entre otros.
- Proceso sin reflujo: En ambos proyectos, no se utilizó reflujo, debido a que el H<sub>2</sub> es consumido en su totalidad (por lo que no hay reactante reaccionante para producir), ya sea en el comparativo (2 reactores) o en el desarrollado actualmente (presunta memoria), además de considerar el bajo flujo y, por lo tanto, poca peligrosidad de las emisiones (CO) contaminantes.



- Obtención de MeOH a través de razones productivas entre  $H_2$  y  $CO_2$ : Este punto es sumamente importante, dado que, para obtener una producción óptima de rendimiento de MeOH, es necesario obtener una razón estequiométrica de  $H_2/CO_2$  de 3:1, permitiendo una razón de producción de 0,7 y 5,25 kg MeOH/kg  $CO_2$  y kg MeOH/kg  $H_2$ . Dicho lo cual, en el proyecto actual se obtienen valores de 0,67 kg MeOH/kg  $CO_2$  y 5,07 kg MeOH/kg  $H_2$ , demostrando que se está dentro de un rango aceptable y dentro de norma productiva óptima (Vukasovic & Messina, 2023).

#### 9.4. Producción DME

Finalmente, se encuentra la última y más importante etapa a nivel productivo, dando como resultado la producción de DME a través de la deshidratación del MeOH (obtenido en la etapa previa). Dicho lo cual, es necesario entender las similitudes y diferencias, respecto a la elaboración de la simulación en HYSYS de otros procesos de obtención de DME, basándonos en los escenarios adecuados y mismo contexto de productividad (producción de DME a través de deshidratación de MeOH por hidrogenación de  $CO_2$ ), por lo que, las similitudes comparativas, respecto al proceso productivo mostrado en **Anexo G figura 69** son:

- Cantidad de torres de destilación: Se utilizaron en ambos proyectos (ya sea actual o comparativo) 2 torres de destilación, siendo la primera utilizada alcanzando una baja conversión y una alta liberación de MeOH y  $H_2O$  debido a la elevada concentración de  $H_2O$  en la entrada (además del MeOH sobrante y no reaccionante del primer ciclo del reactor). Dicho lo cual, es necesaria una segunda torre de destilación para permitir que el MeOH sobrante y no reaccionante del reactor, se separe del  $H_2O$  y quede puro, y de esta manera, sea capaz de reingresar nuevamente al MIXER de la entrada del proceso **figura 14** (misma manera del caso comparativo **figura 69**) y poder alimentar el reactor, y así, generar más producto de valor a través de su deshidratación (DME).
- Cantidad de reactores y % de conversión: En ambos esqueletos de HYSYS se utiliza 1 solo reactor. Pero es posible la utilización de 2 reactores, para evitar el reflujo y la utilización del MeOH sobrante y no reaccionante del primer reactor, permitiendo de esta forma una optimización y análisis económico de precios (al evitar el reflujo, es posible omitir la segunda torre de destilación, pero hay que estudiar los costos



agregados que esta optimización conlleva). Sin embargo, se debe analizar si económicamente sale rentable, dado que a pesar de que se omita una segunda torre de destilación por un mayor rendimiento de conversión, también es requerido etapas de condición operacional para mantener la temperatura estable (mayor CAPEX en IDC y OPEX en ellos).

- Razón entre producción de DME y H<sub>2</sub>O generado: Se tiene que, la razón de DME generado en comparación al H<sub>2</sub>O de proceso es cercano al 50% o superior (caso de estudio).

Esto es importante entender en el proceso de producción de DME, dado que, gracias a ello, es posible plantear el reflujo y reducir gastos operacionales respecto a los costos por agua de servicio de enfriamiento/vapor calentado, dando la posibilidad de ser un proceso con reciclados y posibilidad de optimización.

- Reflujo en simulación HYSYS: El reflujo en ambos procesos comparativos, es necesario dado que, como se mencionó anteriormente, la primera torre de destilación tiene una baja conversión debido a una gran concentración de MeOH sobrante y no reaccionante, junto con H<sub>2</sub>O. Esto trae consigo la necesidad para aumentar la producción de DME en estado deseable, el reingreso del MeOH no reaccionante, como materia prima para el reactor, por lo que, es necesario un reflujo.
- Condiciones de operación para obtención de DME: En ambos procesos comparativos y del esqueleto de HYSYS, se tienen equipos secundarios y de operación con condiciones operacionales similares, ya sea al comienzo de cada etapa importante (tal como es el caso de la temperatura operacional del reactor, condiciones de entrada de torres de destilación, entre otros) o entre etapas.

Por último, no se encuentran diferencias respecto al esqueleto simulado en HYSYS, exceptuando algunas condiciones operacionales de presión y temperatura no exactas, pero dentro de un rango adecuado de similitud, tal como es el caso de la presión de operación en el reactor de 14,8 bar en **figura 69**, siendo que en la simulación del proyecto se utilizó 13,5 bar de presión de operación. Esto repercute en una producción mayor de DME en % molar de 0,41 y 0,16 de MeOH en proceso comparativo, mientras que en la simulación del proyecto



se tiene una producción de DME en % molar de 0,39 y 0,19 de MeOH, denotando una falta de optimización y, por lo tanto, menor producción.

#### 9.5.Comparativa con integración tecnológica, sin integración tecnológica método convencional, con integración tecnológica e influencia de O<sub>2</sub> y integración tecnológica con influencia de O<sub>2</sub> e integración energética.

Dada las **tablas 12 y 13** de indicadores económicos, junto con los supuestos en **tópico 8.2.14.**, se puede observar que el método con integración (sin influencia de O<sub>2</sub> ni integración energética) posee un VAN mayor que el método convencional, con compra de MeOH (tienen tasas de descuento distintas, pero a pesar de ello, el VAN es superior en el caso base respecto al método sin integración tecnológica método convencional, esto se puede dilucidar en la **tabla 16** de indicadores económicos diferenciales mostrada más adelante). Esto trae beneficios dentro del proyecto en comparación al método convencional, debido a que, a un mayor VAN posee una mayor rentabilidad a largo plazo (mayores ganancias absolutas a través del tiempo), mejor atracción a inversores (por lo que se tiene una mayor resistencia a caídas en sensibilidades, y mejora la seguridad frente al riesgo) y un mejor valor para la empresa, beneficiando a los accionistas.

Además, el método con integración permite obtener una tasa de descuento del 4%, siendo esta baja y no riesgosa, permitiendo una rentabilidad financiera positiva, con VAN>0 (para que el proyecto sea rentable frente al riesgo, se debe tener tasas de descuento de alto riesgo, >10%), a diferencia del método convencional con precio actual de compra de MeOH de 662 USD/ton. Dentro de las sensibilidades, se consideró la reducción del coste energético dentro de los gastos operacionales del proyecto, permitiendo que el caso base, logre ser rentable con tasa de descuento del 7% (**tabla 22**), junto con de los mejores escenarios respecto al caso base, siendo la reducción de CAPEX del proceso de electrólisis en un 30% a futuro, junto con la reducción del coste energético, permitiendo una tasa de descuento del 9%, cercano a lo esperado. Esto permite una mayor rentabilidad frente al riesgo de inversión, permitiendo así, mayor cercanía frente al objetivo de rentabilidad/riesgo. De acuerdo a lo anterior, a medida que transcurren los años, es posible ir reduciendo la incertidumbre de la expectativa de riesgo del proyecto, considerando la reducción del coste energético, reducción de CAPEX

electrólisis, e incluso reducción de CAPEX en tecnologías de captura CO<sub>2</sub> aminas MEA y, por lo tanto, esperar una mayor rentabilidad del proyecto.

En consecuencia, el método convencional de producción de DME por la compra de MeOH, va a depender de la ubicación, alzas y bajas del precio de venta del MeOH, dando cuenta, que el método de integración posee mayor robustez y rentabilidad económica, dado que, se obtiene un VAN < 0 en el método convencional con un precio de 662 USD/ton MeOH, resultando en que no es rentable a valor actual de precio de compra MeOH en Chile (Methanex, 2024).

Así mismo, se tiene en el método convencional un Payback negativo, lo que se traduce en que el proyecto de método convencional no es rentable ni será rentable, debido a que se tienen mayores egresos que ingresos.

Por último, en la figura mostrada a continuación, se demuestra lo antes mencionado.

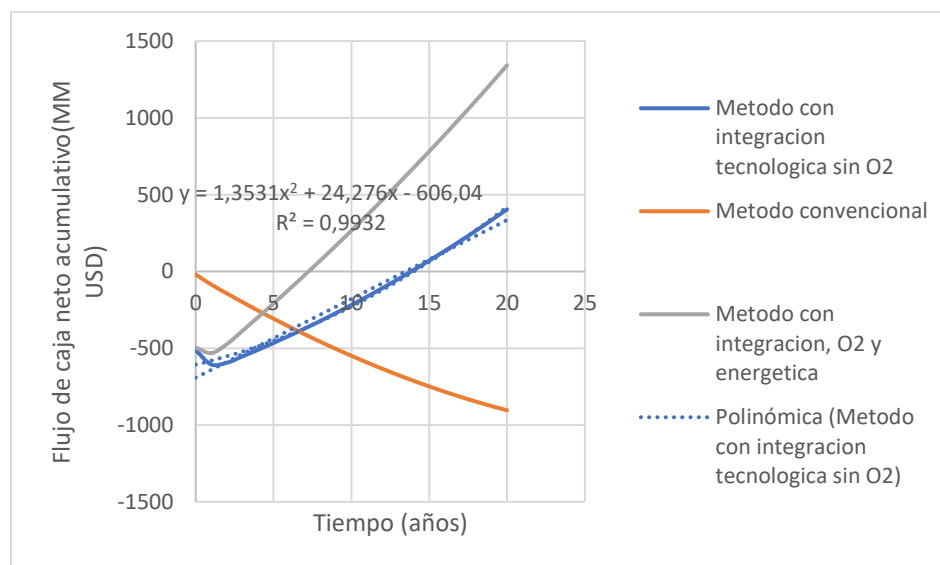


Figura 51 "Comparativa métodos integración sin O<sub>2</sub>, convencional, y máxima capacidad de O<sub>2</sub> con integración energética (Elaboración propia)".

Denotándose que, el Payback al estar ligado con el impacto de CAPEX en el proyecto, será mejor en el caso convencional inicialmente, pero debido al aumento en OPEX dada la compra y no producción del MeOH, se produce una reducción en los flujos netos acumulativos absolutos respecto al método con caso base, reduciendo las ganancias a lo largo de los años



y provocando así, un flujo neto acumulativo negativo, con tendencia negativa, por lo que se gasta más de lo que se gana.

Además de ello, se puede visualizar el método con integración tecnológica, energética e influencia de  $O_2$ , siendo este el mejor escenario para poder competir con el método convencional. Se puede observar en la **figura 51** que posee los flujos de caja netos acumulativos mejor respecto a los casos contrarios, denotando una mayor optimización de acuerdo a gastos energéticos, y permitiendo observar la relevancia del  $O_2$  dentro del proyecto, con la reducción de CAPEX y OPEX en un 43,72% y 34% en la captura de  $CO_2$  aminas MEA.

Finalmente, se puede concluir que, el método con integración energética e influencia de  $O_2$  es de suma importancia dentro de la producción de DME y presenta mejoras respecto al método convencional. Esto se debe en gran parte por lo antes mencionado en la **figura 51**, provocando que, a medida que pasen los años y junto con, la resolución del cuello botella del proyecto (capacidad instalada de la central térmica, para poder aumentar el flujo alimentado y poder producir más  $H_2$ ) aumente la viabilidad económica del proyecto, proporcionando una mayor capacidad instalada, y mayor inversión en la expansión de la producción y demanda, logrando indicadores económicos beneficiosos y cercanos con el riesgo de inversión del proyecto (dado que al ser ascendente la curva de flujos netos acumulativos, a mayor producción, se obtendrán mayores ingresos proporcionalmente con gastos, aumentando el VAN, y mejorando la tasa de descuento).

#### 9.5.1. Análisis diferencial de método integración tecnológica, método convencional y máxima utilización de $O_2$ e integración energética.

Para realizar una comparativa más profunda, se realiza un flujo de caja diferencial del caso base contra el método convencional (**figura 40**), junto con un análisis diferencial respecto al máximo de  $O_2$  capaz de aguantar la temperatura de  $1400^\circ C$  en los gases de combustión hacia la turbina e integración energética en comparación al método convencional (**figura 42**). Dicho lo cual, la **tabla 16** y **17** mostradas a continuación, muestran los indicadores económicos para este análisis, siendo:

Tabla 16 "Indicadores económicos diferenciales método integración caso base vs método convencional con compra de MeOH".



Tasa descuento	10%
VAN (MM USD)	\$183,28
Payback	3,11
TIR	15%

Tabla 17" Indicadores económicos diferenciales método integración caso base influencia utilización de O<sub>2</sub> e integración energética vs método convencional con compra de MeOH "

Tasa descuento	10%
VAN	\$541,52
Payback	3,24
TIR	24%

A partir de la **tabla 16**, se visualiza que, al tomarse en consideración el análisis diferencial del método integración caso base frente al método convencional, al obtener un VAN>0, demuestra que el método integración tiene mayores beneficios económicos en comparación al método convencional, con las consideraciones antes vistas (precio compra MeOH para el método convencional) a tasa de descuento del 10%.

Esto significa que, a pesar de tener una inversión notablemente mayor (629 MM USD) en comparación al método convencional (21 MM USD), el peso de la rentabilidad comparativa recae en el OPEX, visualizando las **figuras 40 y 41** (caso base y caso convencional respectivamente) y **figura 51** que, el método caso base logra una curvatura polinómica ascendente, permitiendo que los flujos de caja netos acumulativos a medida que pasen los años, permitan mayores rentabilidad y beneficios económicos.

Por último, a partir de la **tabla 17**, se visualiza que el método con integración con influencia O<sub>2</sub> e integración energética, denota un aumento en VAN respecto a **tabla 16**, demostrando los beneficios de reducción de CAPEX y OPEX del proyecto, analizados en tópicos anteriores.



### 9.5.2. Riesgos de inversión.

El riesgo de inversión se verá reflejado en la tasa de descuento ocupada para el proceso de producción de DME. Se utilizará tanto en método caso base, método con integración energética e influencia de O<sub>2</sub> y método convencional, una tasa de descuento del 10%. Esto se debe en gran medida a que el método con integración posee tecnologías verdes que individualmente no son rentables actualmente (caso electrólisis) y el método convencional está involucrado en mercados muy fluctuantes, para la obtención de MeOH, repercutiendo en el gas natural siendo este muy volátil, por lo que posee un riesgo de inversión considerable. El aumento en los precios del MeOH a lo largo de los años 2023 y 2024 mostrados en el siguiente tópico, junto con la variación de precios según la ubicación continental, acentúan la incertidumbre de inversión y dependencia de las materias primas para la producción de DME (por metodología, necesidad de obtener MeOH). Esto junto a las diferentes políticas internacionales (acuerdo París, Kyoto, COP25, entre otros) y nacionales (mencionadas en introducción y en tópicos anteriores, como ley 21455 y anteproyecto PEN), generan riesgos altos gracias a la volatilidad de los factores.

### 9.5.3. Variación de precio de MeOH.

Tabla 18 "Análisis sensibilidad precios MeOH, respecto a método base y método integración completa vs método convencional".

Precio MeOH USD/ton	662	550	600	571,0365
VAN diferencial MM USD caso base vs método convencional	183,28	-42,38	58,36	0,0002
Precio MeOH USD/ton	662	500	400	385,5443
VAN diferencial MM USD caso integración completa vs método convencional	547	226	28	0,0017

Dada la **tabla 18** mostrada anteriormente, se puede denotar que, al trabajar el flujo de caja diferencial a tasa de descuento del 10%, el precio es la mayor sensibilización del método

convencional con compra de MeOH, repercutiendo fuertemente en el OPEX, y en su rentabilidad económica. Dicho lo cual, se logra un VAN diferencial objetivo lo más cercano a neutro ( $VAN=0$ ) a precio de compra de MeOH de 571,03 USD/ton, permitiendo que sea más rentable el método convencional a dicho valor de compra respecto al caso base. Sin embargo, se denota que se necesita un precio de venta de 385,54 USD/ton de MeOH mínimo para que recién el método convencional sea más rentable económicamente en comparación al método integración completa (energético e influencia  $O_2$ ), denotando los beneficios de la integración e influencia de  $O_2$  en el proyecto, permitiendo una mayor robustez. Esto se puede dilucidar de mejor forma, en la siguiente figura mostrada a continuación, siendo.

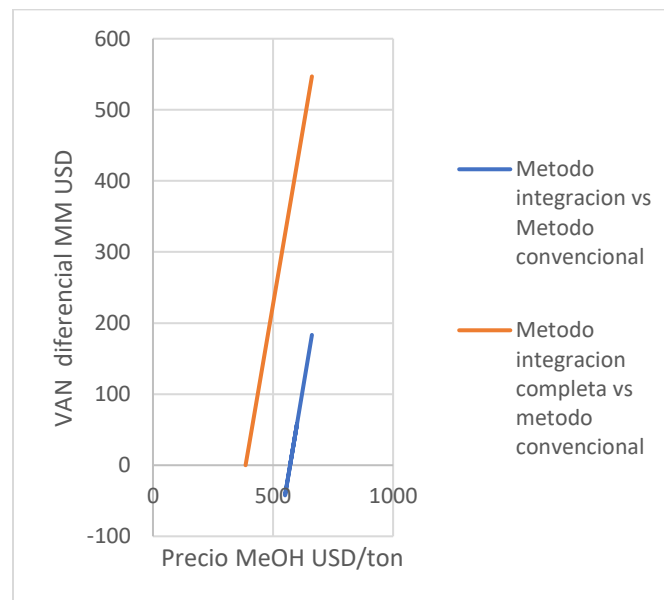


Figura 52 "Sensibilidad respecto a precios de MeOH para caso base, caso integración energética e influencia  $O_2$  vs método convencional respecto a robustez de precios MeOH (Elaboración propia)".

Ahora bien, el precio del MeOH varía según la región, por lo que se debe estudiar y analizar, el ciclo del MeOH en la región de Norte América (siendo esta la representación más cercana a Chile).

Dicho lo cual, se analiza en la siguiente figura mostrada a continuación, el ciclo del MeOH en Norte América, siendo esta:

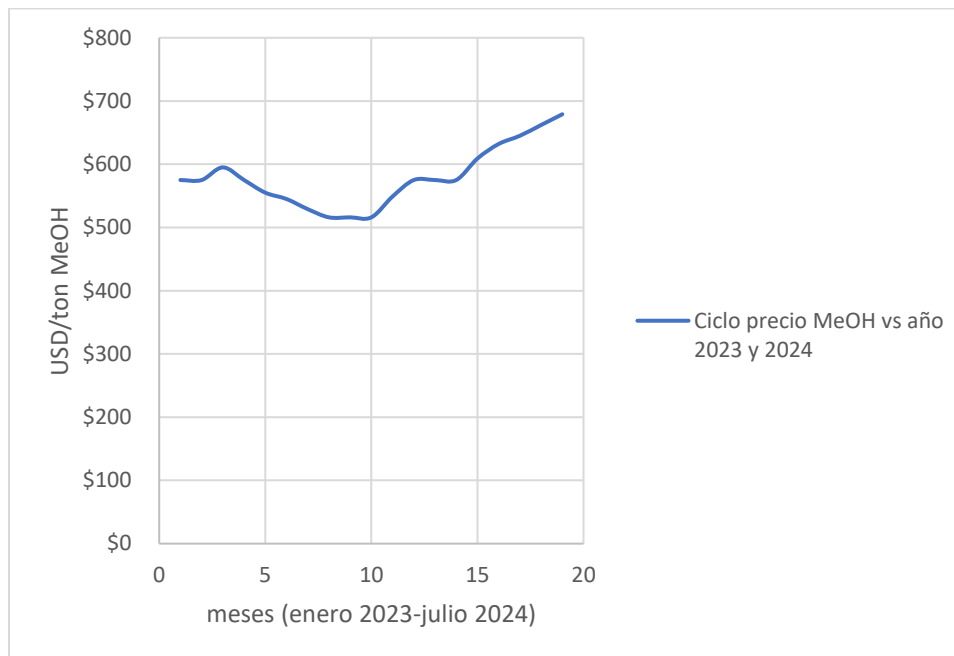


Figura 53 "Ciclo de variación precio MeOH en Norte América, representación más cercana a Chile (Methanex, 2024)".

Dada la **figura 53** mostrada anteriormente, se denota un ciclo en alza del precio de venta del MeOH en Norte América, siendo lo más cercano a Chile y siendo representativo, a diferencia de Europa y Asia. Europa tiene precios de 535 USD/ton, Asia 410 USD/ton y China 380 USD/ton actualmente, por lo que dependiendo de la ubicación que se elabore el proyecto de producción de DME con compra de MeOH a través del método convencional, será más o menos rentable (Imarc, 2023; Methanex, 2024).

El alza del precio de MeOH, se debe en gran parte a diferentes factores, tales como:

- Esto se debe en gran medida, respecto a la demanda de las industrias que utilizan MeOH dentro de su proceso como materia prima, tales como empresas de combustibles, ácido acético o formaldehído. Esto conlleva a que, a exceso de demanda, manteniendo la producción estable, haya escasez de inventario, aumentando el precio.
- Los precios de producción son elevados, debido a la dificultad para obtener materias primas. En la mayor parte de la producción de MeOH se utiliza gas natural, siendo un combustible de precio muy volátil, afectando en los costos de producción.



- Las condiciones en el mercado de energía, siendo afectado el OPEX en la producción de MeOH, es un mercado lleno de incertidumbres y fluctuaciones. El aumento en el precio del gas natural debido a diferentes políticas internacionales, junto a la incertidumbre del mercado energético, afecta directamente al precio de venta del MeOH.

Dado lo anterior, el alza observado en la **figura 53** deriva en gran parte por la fuerte demanda, aumento de la necesidad y baja productividad de MeOH, provocando la necesidad de obtener alternativas tecnológicas rentables. Actualmente, se toma en consideración para el proyecto un precio de compra de MeOH de 662 USD/ton, provocando que no sea rentable el método convencional y el método de integración sea beneficioso en comparativa. Del mismo modo, si se reducen los costos energéticos y el precio del gas natural ve reducido su costo como combustible, tanto el método convencional como el proyecto, es beneficiado, dado que ambos utilizan gas natural (en el proyecto, la central térmica es de gas natural) y poseen grandes gastos energéticos, vistos en el OPEX. Sin embargo, la ventaja del método integración, es que no necesita gas natural como motor tecnológico, solo se necesita una central térmica, capaz de proporcionar la suficiente capacidad instalada para brindar la incorporación de la electrólisis, y permitir su uso.

#### 9.5.4. Variación costes energéticos.

Si bien, se estudió en los análisis de sensibilidad la variación de costes energéticos, tomando como supuesto una reducción del 3% anual hasta 2048 (20 años de estudio), debido a las diferentes políticas gubernamentales a nivel nacional e internacional, tales como la ley 21455 de descarbonización, junto con, las distintas inversiones y acuerdos internacionales, permitiendo oportunidad de mejora y competitividad en alternativas tecnologías más verdes, permitiendo así, la reducción y desarrollo del coste energético. Sin embargo, dada la **figura 53** mostrada anteriormente, es posible dilucidar que, debido a un aumento constante del precio del MeOH desde el año 2023 al 2024, los costes energéticos pueden verse a la alza, junto a los múltiples factores que se explicaron anteriormente, obteniendo como conclusión que es difícil controlar y plantear correctamente, las alzas y bajas a corto plazo de la energía, por lo que, aunque se vea una subida en los precios de MeOH, se espera una reducción de su

coste de producción y precio venta, según los estipulado en el análisis de sensibilidad de la reducción del coste energético.

9.5.5. Diagramas Sankey respecto a flujos de masas, y reducción de OPEX en subetapas.

Los diagramas Sankey son útiles para ordenar visualmente la información antes mencionadas en términos comparativos, por lo que, primeramente, se verá su análisis respecto a los flujos de materia.

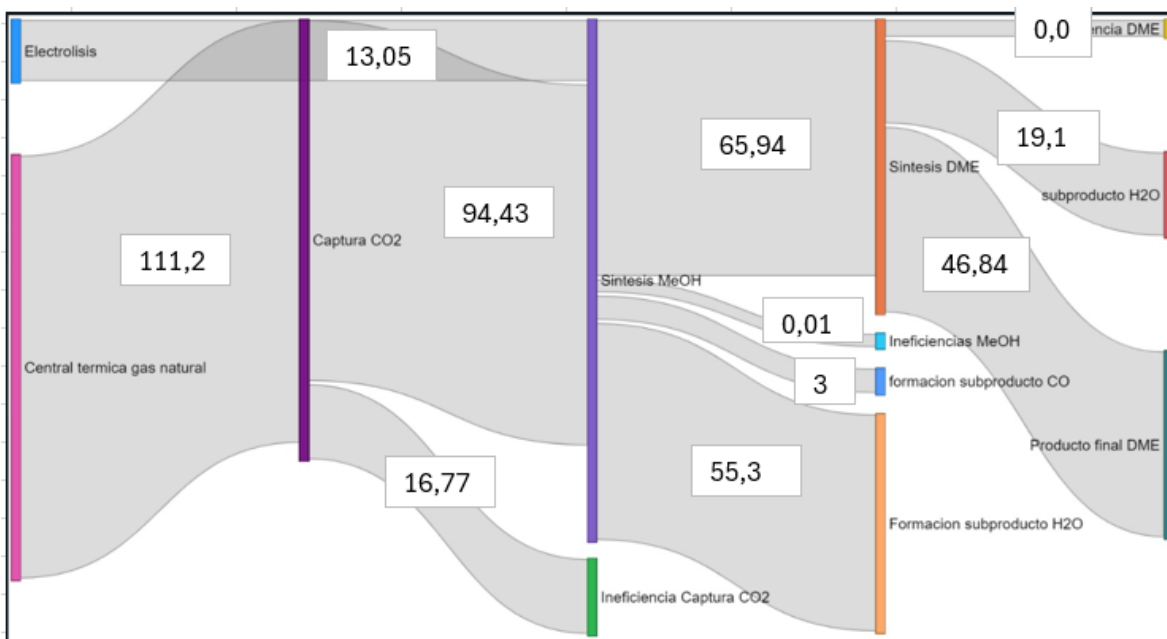


Figura 54 "Análisis Sankey de Balance de materia de la producción de DME total en toneladas/hora (Elaboración propia)".

Como se puede observar en la figura 54 mostrada anteriormente, se obtienen ineficiencias de materia casi inexistentes, y esto se puede deber a la diferencia en expresión de decimales de los flujos de masa. Ahora bien, se puede analizar también que, dentro de las últimas tres etapas anteriores (captura CO<sub>2</sub>, síntesis MeOH y síntesis DME), se obtienen ineficiencias de acuerdo a subproductos tales como la generación de H<sub>2</sub>O (prácticamente 74000 ton/h), y esto es posible optimizarlo para reducir gastos operacionales innecesarios (sobre todo en la subetapa de la síntesis de MeOH, al igual que en la captura de CO<sub>2</sub>). Esto se realizó con la

recirculación de estos flujos dentro del ahorro mencionado en el tópico de integración energética (**tópico 8.2.14.**), logrando ahorros de recirculación de 1,22 MM USD/año.

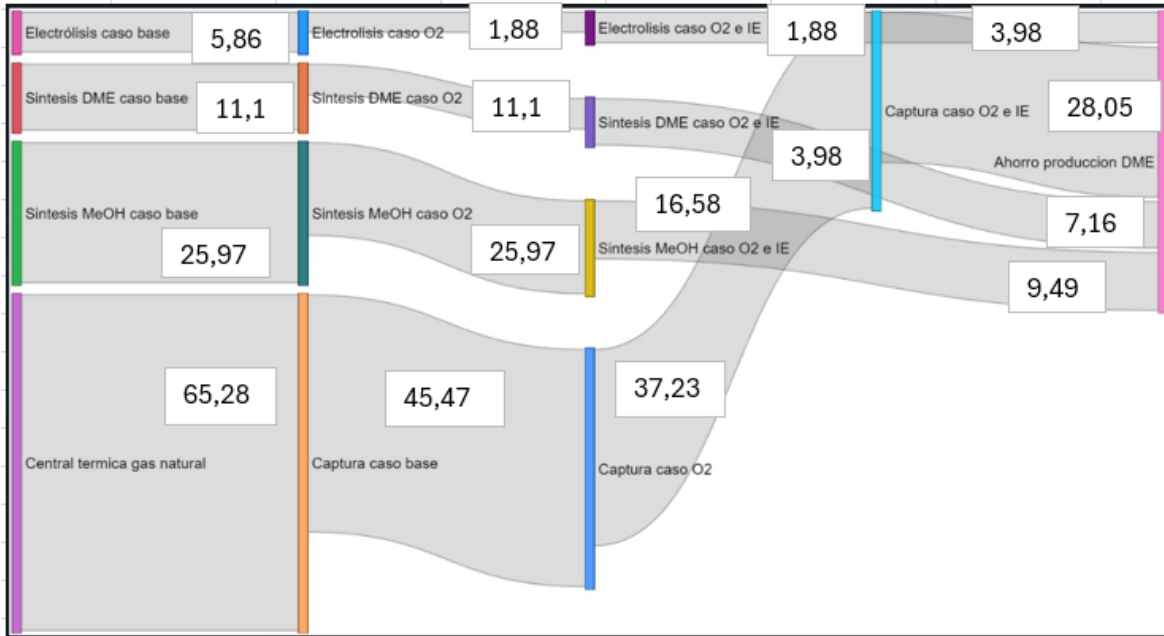


Figura 55 "Análisis Sankey de ahorro OPEX en MM USD/año respecto a caso base, influencia O<sub>2</sub> e integración energética con influencia O<sub>2</sub> (Elaboración propia)".

Por último, se realiza un Diagrama Sankey de acuerdo con los gastos operacionales de cada una de las etapas, con sus respectivos ahorros en MM USD/año. Esto conlleva a que, se ahorre en total para la producción de DME 48,68 MM USD/año gracias a la integración energética y el uso de O<sub>2</sub>, permitiendo reducir los gastos, revalorizar el O<sub>2</sub> dada la reducción de combustible, derivando en una mejor captura de CO<sub>2</sub>. A pesar de que, en la **figura 55** no se visualice un ahorro de la electrólisis caso base a electrólisis con O<sub>2</sub>, si lo hay, y este está representado en el diagrama de caja de la **figura 65**, en términos de beneficios económicos como ingreso (valorización de O<sub>2</sub>) y explicado en el **tópico 8.4.6**.

## 10. Conclusiones

Se evaluó la factibilidad técnica y económica para la producción de DME en una central térmica a gas natural en Mejillones, específicamente en la central de Atacama. Esto con el fin de obtener un producto de valor competitivo frente al GLP, ya sea como sustituto o



complemento, a través de la integración de tecnologías verdes tales como la electrólisis alcalina y la captura de CO<sub>2</sub> por aminas MEA a nivel industrial.

El mercado del DME será el mercado mayorista, debido a que se desea sustituir las importaciones y no distribuir, vendiendo a las principales empresas de combustibles, tales como Gasco, Abastible, Lipigas entre otros, siendo estas empresas las encargadas de llegar al mercado y desenvolverse en el mercado del DME, para venderlo como potencial producto. Además de ello, el segmento de mercado objetivo, serán las regiones I, II, III, IV, V y una parte de la región metropolitana, obteniendo una demanda potencial objetivo de la capacidad de producción de la central, siendo 409.540 ton/año de DME.

Las tecnologías específicas para llevar a cabo su correcta integración en el caso base, junto con una producción de DME viable técnica y económicamente, son la electrólisis alcalina con una inversión de 391 MM USD, captura de CO<sub>2</sub> con aminas MEA con una inversión de 150 MM USD y el método indirecto de producción de DME, a través del subproducto de MeOH producido por hidrogenación de CO<sub>2</sub> con inversión de 62 MM USD junto con la deshidratación y producción de DME con inversión de 19,1 MM USD. Además, es posible revalorizar el O<sub>2</sub> producido en la electrólisis, utilizándolo en la cámara de combustión de la central, permitiendo una reducción de CAPEX y OPEX en la captura de CO<sub>2</sub> debido a una mayor eficiencia en la captura, provocada por gases de combustión más concentrado debido a la reducción de NO<sub>x</sub>. Esto junto con una reducción de combustible CH<sub>4</sub> debido a una optimización en la temperatura gracias al O<sub>2</sub> brindado por la electrólisis, logrando un beneficio de forma de ingreso al utilizar O<sub>2</sub> en la cámara de combustión, siendo la valorización del O<sub>2</sub> de 7,7 MM USD/año.

La influencia del O<sub>2</sub> en el método de integración tecnológica, junto con el uso de integración energética entre plantas (Captura CO<sub>2</sub> e DME) y en cada una de las subetapas, permiten ahorros totales de 48,68 MM USD/año, y logra reducir un CAPEX total de 629 MM USD a 607 MM USD, permitiendo alcanzar tasas de descuento óptimas de riesgo para el inversor (>10%), siendo superiores a 11%.

Los costos operacionales (OPEX) totales del proyecto son de 139 MM USD/año para el caso base, 120 MM USD/año para la integración tecnológica con influencia de O<sub>2</sub> y 91 MM



USD/año para el uso de  $O_2$  e integración energética, logrando altos rendimientos de rentabilidad en comparación al método convencional de compra de MeOH. Para el caso base, se logra una tasa de descuento de 4%, analizando sensibilidades en diferentes escenarios, siendo las más adecuadas y esperanzadoras respecto a su rentabilidad económica, en el caso del GLP ciclo alto, reducción de CAPEX en la electrólisis alcalina, y reducción de coste energético de un 3% anual, logrando tasas de descuento de 9%,9% y 7%, cercanas a lo esperado de acuerdo con el riesgo del inversor.

Además de ello, se comparan los beneficios/perjuicios que se obtienen al integrar las tecnologías de electrólisis, captura de  $CO_2$  e integración energética en la producción de DME, en comparación al método convencional, denotando un aumento significativo en el VAN diferencial cuando se integran las tecnologías y optimizan energéticamente las plantas, junto con la influencia del  $O_2$ , permitiendo una mayor rentabilidad a largo plazo y mayor robustez frente a sensibilidades que afecten al proyecto, junto con una mayor confianza de inversión. El método convencional depende fuertemente del valor de compra de MeOH y de su ciclo, por lo que alcanza mejores rentabilidades económicas que el método integración caso base a valor de 571 USD/ton MeOH. Sin embargo, con la integración completa e influencia del  $O_2$ , es posible obtener mejores rentabilidades frente al caso convencional, hasta un valor de 385,54 USD/ton de MeOH.

Dado lo anterior, actualmente y vislumbrando la incertidumbre del mercado de MeOH (dependiente del mercado de gas natural, siendo muy volátil), el método de integración tiene mayor robustez frente a estas sensibilidades, obteniendo mejores resultados económicos y una alternativa tecnológica de metodología, para la producción de DME.

Finalmente se puede concluir que, el DME producido en la central térmica a gas natural de ciclo combinado con la integración de las tecnologías antes mencionadas, es competitivo con el GLP con una tasa de descuento moderada de 4% para el caso base, y logra con el método de integración completa alcanzar al riesgo de inversión necesario para el proyecto (>10%). Esto se logra con una producción de 46,75 ton/h y coste de producción de 1714 USD/ton DME para caso base, y 1545 USD/ton de DME para integración completa, con precio de venta competitivo de 460 USD/ton DME, a través del análisis de los indicadores económicos



(TIR, VAN y Payback) ya sea en caso base, sensibilidades adecuadas de cambio e integración completa, siendo la más beneficiosa el caso con integración completa, seguido de GLP alto (caso base) y reducción de CAPEX en electrólisis alcalina, capaz de permitir la competitividad y rentabilidad esperada y cercanas a lo esperado (>10% de tasa de descuento).

## 11. Recomendaciones

Dentro de las recomendaciones más importantes dentro del proyecto elaborado, es la posibilidad de optimizar el proceso completo para una mayor producción de DME, sobre todo, en la reducción de emisiones contaminantes en la subetapa de la formación de MeOH. Esto es posible al aumentar la capacidad instalada de la electrólisis, siendo el principal prospecto para no alcanzar el óptimo en la formación de MeOH e impedir que se pueda capturar más CO<sub>2</sub> producto de que no habría suficiente H<sub>2</sub> reaccionante en el proceso (“cuello de botella del proyecto”).

También, es recomendable ampliar la capacidad instalada de la central en una expansión industrial, dado que se adquieren curvaturas de flujo de caja netos acumulativos del proyecto con integración completa, permitiendo que, a mayor inversión en el proyecto, se pueden alcanzar mayores rentabilidades y ganancias. Al ampliar la capacidad instalada de la planta, se puede producir más oxígeno para alimentar a la cámara de combustión, permitiendo reducir aún más el combustible y obtener beneficios económicos de ello (tal como se estudió), además de permitir reducir gastos en la captura de CO<sub>2</sub> con aminas MEA, ya sea a nivel de inversión o en gastos operacionales. Lo que sí, hay que investigar tipos de materiales adecuados para la turbina de gases combustión en la central térmica, para poder resistir de mejor forma el aumento de temperatura al introducir el O<sub>2</sub>, permitiendo alcanzar el máximo estequiométrico permitido por BM, y optar a mejores beneficios de la utilización del O<sub>2</sub> por parte de la electrólisis.

Además de ello se recomienda para tratar las emisiones de CO (principal contaminante más peligroso e importante), agregar tecnologías tal como una chimenea capaz de desconcentrar



el flujo de CO por unidad de volumen, reduciendo la peligrosidad en el área de trabajo, o torres de adsorción física con silical gel/carbón activado para reducir las emisiones.

Finalmente, se recomienda la optimización o ampliación de la capacidad instalada, por lo menos anualmente, dado los supuestos planteados que se consideraron para la evaluación económica, y la rentabilidad del proyecto.

## Referencias

ACSMaterial. (2024). *ZSM-5 Catalyst*. <https://www.acsmaterial.com/zsm-5-catalyst.html>

AINEnergia. (2023). *Proceso Fischer-Tropsch: Historia y concepto*. Proceso Fischer-Tropsch: historia y concepto. <https://www.ainenergia.com/proceso-fischer-tropsch-historia/>

Alibaba. (2024). *Planta de agua desionizada RO Sistema de agua potable de 2 toneladas por hora para un tratamiento eficiente*. [https://spanish.alibaba.com/product-detail/RO-Deionized-Water-Plant-2-Ton-](https://spanish.alibaba.com/product-detail/RO-Deionized-Water-Plant-2-Ton-1601055513464.html?spm=a2700.7724857.0.0.270660d0AUgxWn)

[1601055513464.html?spm=a2700.7724857.0.0.270660d0AUgxWn](https://spanish.alibaba.com/product-detail/RO-Deionized-Water-Plant-2-Ton-1601055513464.html?spm=a2700.7724857.0.0.270660d0AUgxWn)

Alshbuki, E., Bey, M., & Mohamed, A. (2020, febrero 25). *Simulation Production of Dimethylether (DME) from Dehydration of Methanol Using Aspen Hysys*. [https://saudijournals.com/media/articles/SIJCMS\\_32\\_13-18.pdf](https://saudijournals.com/media/articles/SIJCMS_32_13-18.pdf)

AQUAENERGY. (2024). *Ósmosis Inversa Industrial*. <https://aquaenergy.es/categoria-producto/potabilizacion-de-aguas/osmosis-inversa-industrial/page/2/>

arab, S., Commenge, J., Portha, J., & Falk, L. (2014, Noviembre). *Methanol synthesis from CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub> in multi-tubular fixed-bed reactor and multi-tubular reactor filled with monoliths*. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0263876214001324>

BAXI. (2023). *VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL HIDRÓGENO COMO FUENTE DE ENERGÍA*. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL HIDRÓGENO COMO FUENTE DE ENERGÍA. <https://www.baxi.es/ayuda-y-consejos/normativa-y-renovables/hidrogeno-ventajas-y-desventajas>

BBC News Mundo. (2021, noviembre 6). *Los gráficos que muestran que más del 50% de las emisiones de CO<sub>2</sub> ocurrieron en los últimos 30 años*. Los gráficos que muestran que más del 50% de las emisiones de CO<sub>2</sub> ocurrieron en los últimos 30 años. <https://www.bbc.com/mundo/noticias-59013521>



- BCN. (1994, marzo 1). *LEY 19300 APRUEBA LEY SOBRE BASES GENERALES DEL MEDIO AMBIENTE*. <https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=30667>
- BCN. (2000, mayo 30). *DECRETO 90 ESTABLECE NORMA DE EMISION PARA LA REGULACION DE CONTAMINANTES ASOCIADOS A LAS DESCARGAS DE RESIDUOS LIQUIDOS A AGUAS MARINAS Y CONTINENTALES SUPERFICIALES*. <https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=182637>
- Benito, S. (2016). *Preparación y caracterización de membranas híbridas de polisulfona con nanohilos de TiO<sub>2</sub> para su aplicación en pilas de combustible poliméricas*. <https://e-archivo.uc3m.es/rest/api/core/bitstreams/a4fced2a-c6c7-4609-8d92-76521d86f5a6/content>
- Brey, J. (2023). *LA ELECTROLISIS COMO UNA HERRAMIENTA CLAVE DE LA DESCARBONIZACIÓN DEL SIGLO XXI*. LA ELECTRÓLISIS COMO UNA HERRAMIENTA CLAVE DE LA DESCARBONIZACIÓN DEL SIGLO XXI. <https://www.mincotur.gob.es/Publicaciones/Publicacionesperiodicas/EconomiaIndustrial/RevistaEconomiaIndustrial/424/JAVIER%20BREY.pdf>
- Camara de diputados y diputadas de Chile. (2023, abril 3). *Participación de las energías renovables en la matriz energética llegará a un 60% al 2030*. Participación de las energías renovables en la matriz energética llegará a un 60% al 2030. <https://www.camara.cl/cms/noticias/2023/04/03/participacion-de-las-energias-renovables-en-la-matriz-energetica-llegara-a-un-60-al-2030/>
- Cantú, R. (2023). *DESARROLLO DE MEMBRANAS POLIMÉRICAS Y ENSAMBLES MEMBRANA ELECTRODO (DeMePol)*. <https://ciqa.repositorioinstitucional.mx/jspui/bitstream/1025/499/1/Proy%20252003.pdf>
- Celaya Romeo, J. (2007). *COMBUSTIÓN DE CH<sub>4</sub> EN LECHO FLUIDIZADO CON SEPARACIÓN INHERENTE DE CO<sub>2</sub> POR MEDIO DE TRANSPORTADORES SÓLIDOS DE OXÍGENO DE BASE COBRE [CSIC]*. <https://digital.csic.es/bitstream/10261/5416/1/TesisCelaya.pdf>
- CEPEDA MINAYA, D. (2023, mayo 18). *Combustibles sintéticos: Qué son, cuándo se utilizarán, ventajas y desventajas*. Combustibles sintéticos: qué son, cuándo se utilizarán,



- ventajas y desventajas. <https://cincodias.elpais.com/extras/entorno/2023-05-18/combustibles-sinteticos-que-son-cuando-se-utilizaran-ventajas-y-desventajas.html>
- Chile Sustentable. (2023). *TERMOELÉCTRICAS A CARBÓN EN CHILE*. <https://www.chilesustentable.net/wp-content/uploads/2017/09/Cartilla-Termoel%C3%A9ctricas-a-Carb%C3%B3n-7.pdf>
- Citroën. (2023). *¿Cuáles son las ventajas e inconvenientes del GLP? ¿Cuáles son las ventajas e inconvenientes del GLP?* <https://alavalascaray.es/ventajas-e-inconvenientes-del-glp/>
- CNE. (2015). *Estadísticas*. <https://www.cne.cl/normativas/electrica/consulta-publica/electricidad/>
- CNN. (2022, agosto 8). *¿Por qué el dólar estadounidense es la principal moneda del mundo?* <https://cnnespanol.cnn.com/2022/08/08/por-que-el-dolar-estadounidense-es-la-principal-moneda-del-mundo-orix/>
- Comisión Nacional de Energía. (2019). *Informe de costos de tecnologías de generación* (p. 64) [Informe Anual]. Gobierno de Chile. [https://www.cne.cl/archivos\\_bajar/Res\\_Ex\\_CNE\\_207\\_2019.pdf](https://www.cne.cl/archivos_bajar/Res_Ex_CNE_207_2019.pdf)
- Comité Científico de Cambio Climático. (2022, diciembre). *DESALINIZACIÓN: OPORTUNIDADES Y DESAFÍOS PARA ABORDAR LA INSEGURIDAD HÍDRICA EN CHILE*. [https://estudiosurbanos.uc.cl/wp-content/uploads/2022/12/2022\\_Com-Cambio-Climatico\\_Informe-Desalinizacion\\_vfinal\\_compressed.pdf](https://estudiosurbanos.uc.cl/wp-content/uploads/2022/12/2022_Com-Cambio-Climatico_Informe-Desalinizacion_vfinal_compressed.pdf)
- COP25 Chile. (2019). *QUÉ ES LA COP*. QUÉ ES LA COP. <https://cop25.mma.gob.cl/que-es-la-cop/>
- De la Torre, A. (2023, septiembre 5). *Hay grandes avances en los combustibles sintéticos para el coche. El problema es que nadie cree en ellos*. Hay grandes avances en los combustibles sintéticos para el coche. El problema es que nadie cree en ellos. <https://www.xataka.com/movilidad/hay-grandes-avances-combustibles-sinteticos-para-coche-problema-que-nadie-crea-ellos>
- Delgado, R. R. (2015). *TRABAJO DE FIN DE GRADO: ESTUDIO DE UNA PLANTA DE CICLO COMBINADO GAS-VAPOR* [Universidad de la Laguna].



<https://riull.ull.es/xmlui/bitstream/handle/915/1422/Estudio+de+una+planta+de+ciclo+combinado+gas-vapor.pdf?sequence=1>

Deza, N. (2022, octubre 14). *Electrolizadores: La nueva milla tecnológica a superar en la carrera por el hidrógeno verde*. *Electrolizadores: la nueva milla tecnológica a superar en la carrera por el hidrógeno verde*. <https://h2lac.org/noticias/electrolizadores-la-nueva-milla-tecnologica-a-superar-en-la-carrera-por-el-hidrogeno-verde/#:~:text=Pero%20la%20electr%C3%B3lisis%20PEM%20ha,eficiencia%20en%20la%20electr%C3%B3lisis%20alcalina>.

Dincorsa. (2017). *GLP: principales ventajas y desventajas*. *GLP: principales ventajas y desventajas*. <https://www.dincorsa.com/blog/page/2/>

Duarte Recuer, M. (2014). *PREPARACIÓN, CARACTERIZACIÓN Y DISCRIMINACIÓN DE NUEVOS CATALIZADORES EN EL PROCESO DE SÍNTESIS DE DME* [Universidad del País Vasco]. <https://addi.ehu.es/bitstream/handle/10810/15226/Proyecto%20%28Preparaci%C3%B3n%20%20caracterizaci%C3%B3n%20y%20discriminaci%C3%B3n%20de%20nuevos%20catalizadores%20en%20el%20proceso%20de%20s%C3%ADntesis%20de%20DME%29.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Duque Coronel, A. (2016). *Estudio del efecto de las condiciones atmosféricas sobre las prestaciones de una turbina de gas* [Universidad Politécnica de Madrid]. [https://oa.upm.es/44410/1/TFM\\_ALEJANDRO\\_DUQUE\\_CORONEL.pdf](https://oa.upm.es/44410/1/TFM_ALEJANDRO_DUQUE_CORONEL.pdf)

Empresas Lipigas S.A. (2023, mayo). *Clasificación de riesgo*. [https://www.cmfchile.cl/documentos/pueag/crcr/ricri\\_2023060244084.pdf](https://www.cmfchile.cl/documentos/pueag/crcr/ricri_2023060244084.pdf)

ENAP. (2023, septiembre 7). *Tabla de precios de paridad*. *Tabla de precios de paridad*. [https://www.enap.cl/pag/66/991/tabla\\_de\\_precios\\_de\\_paridad](https://www.enap.cl/pag/66/991/tabla_de_precios_de_paridad)

Endesa fundación. (2023). *Central térmica de ciclo combinado*. *Central térmica de ciclo combinado*. <https://www.fundacionendesa.org/es/educacion/endesa-educacion/recursos/centrales-electricas-convencionales/central-termica-convencional-ciclo-combinado>



- Energía Abierta Beta. (2023, agosto). *Importaciones y exportaciones de hidrocarburos*. Importaciones y exportaciones de hidrocarburos. <http://energiaabierta.cl/visualizaciones/importaciones-y-exportaciones/>
- Energy transitions commission. (2022, julio). *Carbon Capture, Utilisation & Storage in the Energy Transition: Vital but Limited*. <https://www.energy-transitions.org/wp-content/uploads/2022/08/ETC-CCUS-Report-V1.9.pdf>
- Fasihi, M., & Breyer, C. (2018, junio 29). *SYNTHETIC FUELS AND CHEMICALS: OPTIONS AND SYSTEMIC IMPACT*. [https://www.strommarkttreffen.org/2018-06-29\\_Fasihi\\_Synthetic\\_fuels&chemicals\\_options\\_and\\_systemic\\_impact.pdf](https://www.strommarkttreffen.org/2018-06-29_Fasihi_Synthetic_fuels&chemicals_options_and_systemic_impact.pdf)
- Fundación Terram. (2019, mayo 15). *Las cinco Termoeléctricas con mayor generación en el norte del país*. <https://www.terram.cl/2019/05/las-cinco-termoelectricas-con-mayor-generacion-en-el-norte-del-pais/>
- García Bernal, N. (2021, junio). *Antecedentes del mercado de gas residencial en Chile*. Antecedentes del mercado de gas residencial en Chile. [https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/32283/1/BCN\\_\\_\\_Antecedentes\\_del\\_mercado\\_de\\_gas\\_residencial.pdf](https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/32283/1/BCN___Antecedentes_del_mercado_de_gas_residencial.pdf)
- García Bernal, N. (2021a, septiembre). *Industria del hidrógeno verde: Costos de producción*. [https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/32538/1/BCN\\_\\_\\_Hidrogeno\\_verde\\_Costos\\_de\\_produccion\\_Sept21.pdf](https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/32538/1/BCN___Hidrogeno_verde_Costos_de_produccion_Sept21.pdf)
- García Bernal, N. (2021b, diciembre). *Mercado del gas en América Latina*. Mercado del gas en América Latina. [https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/32763/1/BCN\\_\\_\\_Mercado\\_del\\_gas\\_en\\_America\\_Latina.pdf](https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/32763/1/BCN___Mercado_del_gas_en_America_Latina.pdf)
- Gasoeuca. (2023). *EL MUNDO DEL GAS*. EL MUNDO DEL GAS. <http://www.gasoeuca.cl/Contenido/Contenido.aspx?Cod=24>
- Gasogenio. (2023, julio 4). *Dimetiléter como nuevo combustible*. Dimetiléter como nuevo combustible. <https://gasogenio.com/es/blog/dimetileter/>



- giz. (2021). *Estudio de prefactibilidad técnica y económica de la producción de hidrógeno verde mediante electrólisis para la entidad GNA*. <https://4echile.cl/wp-content/uploads/2021/09/Produccion-y-costos-H2-GNA.pdf>
- Giz, & INODÚ Chile. (2021). *Análisis de la captura de carbono para la producción de combustibles sintéticos en Chile, Resumen ejecutivo*. Análisis de la captura de carbono para la producción de combustibles sintéticos en Chile. [https://www.energypartnership.cl/fileadmin/user\\_upload/chile/media\\_elements/Studies/20210818\\_Carbon\\_Capture\\_Resumen\\_ejecutivo.pdf](https://www.energypartnership.cl/fileadmin/user_upload/chile/media_elements/Studies/20210818_Carbon_Capture_Resumen_ejecutivo.pdf)
- gme. (2023). *Modelo para el cálculo del costo nivelado de captura de CO<sub>2</sub>*. <https://view.officeapps.live.com/op/view.aspx?src=https%3A%2F%2Fh2lac.org%2Fwp-content%2Fuploads%2F2024%2F03%2FModelo-Calculo-LCOMe-stc.xlsm&wdOrigin=BROWSELINK>
- Gómez, M., Dobrosz-Gómez, I., & GilPavas, E. (2015, octubre 26). *Región de Inestabilidad y Optimización de las Condiciones de Producción de Metanol en un Reactor Lurgi*. <https://www.scielo.cl/pdf/infotec/v27n3/art16.pdf>
- Google Maps. (2024). *Centrales Generadoras de Chile*. [https://www.google.com/maps/d/viewer?mid=1XMCNJQ65dC6Widd6fQ\\_X8tl5gxs&hl=en\\_US&ll=-23.091391342907347%2C-70.41582646569444&z=17](https://www.google.com/maps/d/viewer?mid=1XMCNJQ65dC6Widd6fQ_X8tl5gxs&hl=en_US&ll=-23.091391342907347%2C-70.41582646569444&z=17)
- Green, D. W., & H.Perry, R. (2008). *Perry's Chemical Engineers Handbook*. (8.<sup>a</sup> ed.). McGraw-Hill.
- Guerra, P. (2022). *Procesos Avanzados de Separación por Membranas y Barreras Sólidas*.
- Guil-López, R., Mota, N., Llorente, J., Millán, E., Pawelec, B., Fierro, & Navarro. (2019, octubre 30). *Methanol Synthesis from CO<sub>2</sub>: A Review of the Latest Developments in Heterogeneous Catalysis*. <https://www.mdpi.com/1996-1944/12/23/3902>
- Guochu Technology. (2022). *Oxygen Enriched Membrane*. <https://www.guochukeji.com/en/bzsb/moyuanjian/4334.html>
- H2 Chile, & Giz. (2024, abril). *Principales características del motor de cálculo de Costo Nivelado de Producción de Hidrógeno (LCOH)*.



<https://hidrogenorenovableernc.exploradorenergia.cl/wp-content/uploads/2024/04/Motor-Calculo-LCOH-Principales-Caracteristicas-20240411.pdf>

Heat Transfer in Process Engineering, 1st Edition. (2010). *G. TYPICAL HEAT TRANSFER COEFFICIENTS.* Mc Graw Hill.

<https://www.accessengineeringlibrary.com/content/book/9780071624084/back-matter/appendix7>

Hernández, A. (2017). *DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN SISTEMA DE MEDIDA DE PERMEABILIDAD DE GAS DE MEMBRANAS DE INTERCAMBIO PROTÓNICO PARA PILAS DE COMBUSTIBLE* [Universidad Carlos III]. <https://e-archivo.uc3m.es/rest/api/core/bitstreams/54f4e8d4-7a2c-4959-8656-4f2870df8b87/content>

Hernández, G. (2023). *Diseño de una planta para la producción de Metanol verde en Asturias* [Universidad de Oviedo].

[https://digibuo.uniovi.es/dspace/bitstream/handle/10651/68469/tfm\\_GonzaloHernándezEsteban.pdf?sequence=5](https://digibuo.uniovi.es/dspace/bitstream/handle/10651/68469/tfm_GonzaloHernándezEsteban.pdf?sequence=5)

Iberdrola Mexico. (2020, octubre 2). *Cinco datos interesantes de los ciclos combinados.* Cinco datos interesantes de los ciclos combinados. <https://www.iberdrolamexico.com/te-interesa/cinco-datos-interesantes-de-los-ciclos-combinados/>

IDA. (2022). *DME.* DME. <https://www.aboutdme.org/>

Imarc. (2023). *Methanol Pricing Report 2024: Price Trend, Chart, Market Analysis, News, Demand, Historical and Forecast Data.* <https://www.imarcgroup.com/methanol-pricing-report>

INODÚ Chile. (2018). *ESTUDIO DE ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS AL RETIRO Y/O RECONVERSIÓN DE LAS UNIDADES DE CARBÓN EN CHILE* (Informe alternativas tecnologicas 83296674; p. 187).

[https://energia.gob.cl/sites/default/files/11\\_2018\\_inodu\\_alternativas\\_tecnologicas.pdf](https://energia.gob.cl/sites/default/files/11_2018_inodu_alternativas_tecnologicas.pdf)

Insertec. (2024). *Eficiencia Energética: Ventajas de la combustión Oxígeno y Gas.* <https://www.insertec.es/blog/eficiencia-energetica-ventajas-de-la-combustion-oxigeno-y-gas/>



- InvestChile. (2021, noviembre 1). *¿Cuáles son las nuevas metas de Chile para el desarrollo energético? ¿Cuáles son las nuevas metas de Chile para el desarrollo energético?*  
<https://blog.investchile.gob.cl/bloges/metlas-chile-desarrollo-energetico>
- IRENA. (2020). *COSTOS DE GENERACIÓN DE ENERGÍA RENOVABLE EN 2020*.  
[https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2021/Jun/IRENA\\_Power\\_Generation\\_Costs\\_2020\\_Summary\\_ES.pdf](https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2021/Jun/IRENA_Power_Generation_Costs_2020_Summary_ES.pdf)
- IRENA, & Methanol Institute. (2021). *RENEWABLE METHANOL* (p. 124). Methanol Institute.  
[https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2021/Jan/IRENA\\_Innovation\\_Renewable\\_Methanol\\_2021.pdf](https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2021/Jan/IRENA_Innovation_Renewable_Methanol_2021.pdf)
- JUNKERS. (2023). *Energías fósiles: ¿cuáles existen?* Energías fósiles: ¿cuáles existen?  
<https://www.junkers-bosch.es/conocimiento/energia/energias-fosiles/#:~:text=Las%20principales%20ventajas%20de%20los,Accesibilidad.>
- Kimerius Aircraft. (2023). *CÁMARAS DE COMBUSTIÓN DE TURBINAS DE GAS. CÁMARAS DE COMBUSTIÓN DE TURBINAS DE GAS*.  
<https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwj7qDQib2BAxVcO7kGHYZ2C78QFnoECBsQAQ&url=https%3A%2F%2Fwww.kimerius.com%2Fapp%2Fdownload%2F5783027518%2FC%25C3%25A1maras%2Bde%2Bcombusti%25C3%25B3n%2Bde%2Bturbinas%2Bde%2Bgas.pdf&usg=AOvVaw1zv7mrSUnm-tmIihvZ3BJD&opi=89978449>
- Ledakowicz, S., Nowicki, L., Petera, J., Nizioł, J., Kowalik, P., & Gołębiowski, A. (2013). *KINETIC CHARACTERISATION OF CATALYSTS FOR METHANOL SYNTHESIS*.  
<https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiY98O3qqSFAxWoA7kGHTy6A8EQFnoECBEQAw&url=https%3A%2F%2Fbibliotekanauki.pl%2Farticles%2F185511.pdf&usg=AOvVaw3SZQnDwDLLAeWxK8nuch9E&opi=89978449>



- Linde MX. (2023). *Combustión mejorada con Oxígeno para la industria de refinación*. Combustión mejorada con Oxígeno para la industria de refinación. <https://www.linde.mx/industrias/refining/oxygen-enhanced-combustion-for-refining>
- M. Blanco, J., & Peña, F. (2011). *Incremento de la Eficiencia en Centrales Termoeléctricas por Aprovechamiento de los Gases de la Combustión* (Informe tecnológico 4). [https://www.scielo.cl/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0718-07642011000400003](https://www.scielo.cl/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0718-07642011000400003)
- M. Vatavuk, W. (2002, enero). *Updating the CE Plant Cost Index*. [https://www.chemengonline.com/Assets/File/CEPCI\\_1\\_01-2002.pdf](https://www.chemengonline.com/Assets/File/CEPCI_1_01-2002.pdf)
- Manrique Suárez, R. (2020). *HIDROGENACIÓN DE CO<sub>2</sub> A METANOL SOBRE CATALIZADORES Pd, Pd-Zn Y Pd-Ga* [Universidad de Concepción]. <http://repositorio.udec.cl/bitstream/11594/491/1/Tesis%20Hidrogenacion%20de%20CO2%20a%20Metanol%20sobre%20Catalizadores%20Pd%2C%20Pd-Zn%20y%20PdGa.Image.Marked.pdf>
- Martínez González, I. (2012). *Automatización de una columna de Intercambio Iónico*. <https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwi3jri voLiFAXXVO7kGHQJrCGsQFnoECA8QAQ&url=https%3A%2F%2Frepositorio.upct.es%2Fbitstream%2F10317%2F2590%2F1%2Fpfc4195.pdf&usg=AOvVaw3d zpVn54xKI74oa VO8d4aQ&opi=89978449>
- McPhy. (2023). *McLyzer range: 200 to 3200 Nm<sup>3</sup>/h at 30 bar*. *McLyzer range: 200 to 3200 Nm<sup>3</sup>/h at 30 bar*. <https://mcphy.com/en/equipment-services/electrolyzers/large/?cn-reloaded=1>
- Mendoza Aqueveque, C. de los A. (2008). *Importación y distribución de gas licuado de petróleo para el consumo nacional. (Caso Lipigas)* [Universidad de Valparaíso]. <https://repositoriobibliotecas.uv.cl/handle/uvsc1/4517>
- Methanex. (2024). *Current Posted Prices, Methanol*. <https://www.methanex.com/about-methanol/pricing/>
- Mi Arrecife. (2020, diciembre 16). *Composición del agua de mar*. <https://www.miarrecife.digital/post/composición-del-agua-de-mar>



- Ministerio de Bienes Nacionales. (2019, septiembre 29). *Mejillones industrial*.  
<https://licitaciones.bienes.cl/licitacion/mejillones-industrial/>
- Ministerio de energía. (2019, junio 27). *ENERGÍA DE LA REGIÓN DE ANTOFAGASTA*.  
<https://energia.gob.cl/noticias/antofagasta/energia-de-la-region-de-antofagasta>
- Ministerio de energía. (2021, septiembre 7). *Gobierno y empresas logran precio promedio de 23,78 USD/MWH con energías renovables y almacenamiento*.  
<https://energia.gob.cl/noticias/nacional/gobierno-y-empresas-logran-precio-promedio-de-2378-usdmwh-con-energias-renovables-y-almacenamiento>
- ministerio de justicia. (1981, octubre 29). *DFL 1122 FIJA TEXTO DEL CODIGO DE AGUAS*. <https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=5605>
- Ministerio del Medio Ambiente. (2021). *Sexto Reporte del Estado del Medio Ambiente* (Sexto Reporte, p. 325). Ministerio del Medio Ambiente. <https://sinia.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2022/06/REMA2021.pdf>
- Ministerio del Medio Ambiente. (2022, junio 13). *LEY 21455*. LEY 21455.  
<https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=1177286&idParte=10341048>
- Ministerio del Medio Ambiente. (2023). *Informe del Inventario Nacional de Chile 2022: Inventario nacional de gases de efecto invernadero y otros contaminantes climáticos 1990-2020* (p. 594) [Inventario Nacional].  
<https://unfccc.int/sites/default/files/resource/2022%20IIN%20CL.pdf>
- MordorIntelligence. (2023). *DIMETIL ÉTER TAMAÑO DEL MERCADO Y ANÁLISIS DE ACCIONES TENDENCIAS DE CRECIMIENTO Y PRONÓSTICOS (2023—2028)*. DIMETIL ÉTER TAMAÑO DEL MERCADO Y ANÁLISIS DE ACCIONES TENDENCIAS DE CRECIMIENTO Y PRONÓSTICOS (2023 - 2028).  
<https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/dimethyl-ether-market>
- Moreno, J., Meyer, T., Frohlich, V., INODÚ Chile, & Giz. (2021). *Análisis de la captura de carbono para la producción de combustibles sintéticos en Chile* (p. 113) [Informe final].  
[https://www.energypartnership.cl/fileadmin/user\\_upload/chile/media\\_elements/Studies/20210818\\_Carbon\\_Capture\\_Full\\_Study.pdf](https://www.energypartnership.cl/fileadmin/user_upload/chile/media_elements/Studies/20210818_Carbon_Capture_Full_Study.pdf)



- Moreno Sanz, S. (2019). *Estudio de sistemas de captura de CO<sub>2</sub> y métodos de concentración de CO<sub>2</sub> en corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados* [Escuela Técnica Superior de Ingeniería Universidad de Sevilla]. <https://idus.us.es/bitstream/handle/11441/100929/TFG-2427-MORENO%20SANZ%20.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Muñoz Gonzáles, C. (2018). *Análisis y diseño del proceso de obtención de dimetiléter por vía directa*. [Universidad Politécnica de Madrid]. [https://oa.upm.es/51887/1/TFG\\_CESAR\\_MUNOZ\\_GONZALEZ.pdf](https://oa.upm.es/51887/1/TFG_CESAR_MUNOZ_GONZALEZ.pdf)
- Nuchitprasittichai, A., & Borisut, P. (2019, septiembre 6). *Methanol Production via CO<sub>2</sub> Hydrogenation: Sensitivity Analysis and Simulation—Based Optimization*. <https://www.frontiersin.org/articles/10.3389/fenrg.2019.00081/full>
- OMS, & Comision Europea. (2002, agosto). *Ficha de seguridad DME*. [https://www.ilo.org/dyn/icsc/showcard.display?p\\_card\\_id=454&p\\_version=2&p\\_lang=es](https://www.ilo.org/dyn/icsc/showcard.display?p_card_id=454&p_version=2&p_lang=es)
- PANIAGUA FUENTES, L. P. (2021). *ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA SOLAR DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO CON UN CICLO TERMOQUÍMICO COBRE-CLORO* [Universidad Técnica Federico Santa María]. <https://repositorio.usm.cl/bitstream/handle/11673/50743/m18618033-k.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Perancho Janer, D. (2007). *Estudio del funcionamiento de motores alternativos de combustión interna mediante la utilización de combustibles alternativos*. [UPC]. <https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2099.1/4772/Memoria.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Pérez, C. D. S. (2018). *Estudio de viabilidad de una unidad de producción de metanol a partir de gas de síntesis* [UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE CARTAGENA]. <https://repositorio.upct.es/bitstream/handle/10317/7339/tfg-san-est.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Perez, L. M., Del Pozzi, E. N., & Cavagnola, M. A. (2018). *PRODUCCIÓN DE DIMETIL ÉTER POR DESHIDRATACIÓN CATALÍTICA DE METANOL* [Universidad Nacional de Cuyo]. [https://bdigital.uncu.edu.ar/objetos\\_digitales/10771/produccion-de-dimetil-eter.pdf](https://bdigital.uncu.edu.ar/objetos_digitales/10771/produccion-de-dimetil-eter.pdf)



- POCH Ambiental. (2008). *INVENTARIO NACIONAL DE EMISIONES DE GASES EFECTO INVERNADERO* (p. 174). POCH Ambiental S.A. [https://mma.gob.cl/wp-content/uploads/2017/12/recurso\\_1-1.pdf](https://mma.gob.cl/wp-content/uploads/2017/12/recurso_1-1.pdf)
- Pontificia Universidad Católica de Chile. (2023). «Chile tiene el costo de producción del hidrógeno verde más barato en el mundo». «Chile tiene el costo de producción del hidrógeno verde más barato en el mundo». <https://educacionprofesional.ing.uc.cl/chile-tiene-el-costode-produccion-del-hidrogeno-verde-mas-barato-en-el-mundo/>
- Ramos Rodríguez, F. J. (2015). *Ingeniería Básica de una Planta de Producción de Dimetil Éter a partir de Metanol* [Universidad de Sevilla]. <https://idus.us.es/bitstream/handle/11441/39367/Ramos%20Rodr%C3%ADguez%2C%20Francisco%20Jos%C3%A9.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Rodríguez Carrasco, E. (2022). *Electrolizadores: Análisis, Perspectivas de Mercado y Comparación* [Universidad de Sevilla]. [https://idus.us.es/bitstream/handle/11441/141109/TFG4247\\_Rodriguez%20Carrasco.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://idus.us.es/bitstream/handle/11441/141109/TFG4247_Rodriguez%20Carrasco.pdf?sequence=1&isAllowed=y)
- Rojas, N. B., & Herrera, M. G. (2014). *Metanol como alternativa para la generación de combustibles limpios* [Instituto Politécnico Nacional]. <https://tesis.ipn.mx/jspui/bitstream/123456789/17282/1/25-1-16718.pdf>
- S. Peters, M., D. Timmerhaus, K., & E. West, R. (1992). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Fifth Edition). McGraw-Hill.
- Sánchez, E. (2018). *Diseño mejorado del proceso de producción de Dimetiléter* [Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales Universidad Politécnica de Madrid]. [https://oa.upm.es/51990/1/TFG\\_EDUARDO\\_SANCHEZ\\_NOCETE.pdf](https://oa.upm.es/51990/1/TFG_EDUARDO_SANCHEZ_NOCETE.pdf)
- SEC. (2023a). *Venta Mensual de Combustibles Líquidos y Gas Licuado de Petróleo*. <https://www.sec.cl/gasoductos-gnl-y-biogas/>
- SEC. (2023b, septiembre). *Estadísticas de Ventas GLP*. <https://view.officeapps.live.com/op/view.aspx?src=https%3A%2F%2Fwww.sec.cl%2Fsitio-web%2Fwp-content%2Fuploads%2F2023%2F10%2FESTADISTICAS-DE-VENTAS-GLP-ENERO-SEPTIEMBRE-2023.xlsx&wdOrigin=BROWSELINK>



Segui, P. (2023). *El futuro de las renovables en 2040*. El futuro de las renovables en 2040. <https://ovacen.com/el-futuro-de-las-renovables/#:~:text=todo%20el%20mundo.->

,Las%20energ%C3%ADas%20renovables%20representar%C3%A1n%20el%2060

Semelsberger, A., Borup, L., & Greene, L. (2006). *Éter dimetílico (DME) como combustible alternativo*. 156(2), 497-511.

Silva, R. B. C. (2021). *PRODUCCIÓN Y ALMACENAMIENTO DE HIDRÓGENO VERDE PARA APLICACIONES ENERGÉTICAS EN CHILE* [Universidad de Chile].

<https://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/181631/Produccion-y-almacenamiento-hidrogeno-verde-para-aplicaciones-energeticas-en-Chile.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

SINCA. (2015). *¿Cuál es la norma primaria de calidad de aire para Monóxido de Carbono?*

[https://sinca.mma.gob.cl/index.php/pagina/index/id/faq#:~:text=La%20norma%20primaria%20de%20calidad,%C2%B5g%2Fm3N\).](https://sinca.mma.gob.cl/index.php/pagina/index/id/faq#:~:text=La%20norma%20primaria%20de%20calidad,%C2%B5g%2Fm3N).)

Slotboom, Y. (2020). *Critical assessment of steady-state kinetic models for the synthesis of methanol over an industrial Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst*. ELSEVIER.

[https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwik6\\_u52qeFAxV6LrkGHe9MCTMQFnoECBAQAQ&url=https%3A%2F%2Fwww.sciencedirect.com%2Fscience%2Farticle%2Fpii%2FS1385894720301728&usg=AOvVaw1d1JzHuKix3dlzJmfa\\_O-e&opi=89978449](https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwik6_u52qeFAxV6LrkGHe9MCTMQFnoECBAQAQ&url=https%3A%2F%2Fwww.sciencedirect.com%2Fscience%2Farticle%2Fpii%2FS1385894720301728&usg=AOvVaw1d1JzHuKix3dlzJmfa_O-e&opi=89978449)

SOTO ALEGRE, O. E. (2020). *ANÁLISIS CONCEPTUAL, CONSTRUCTIVO Y EXPERIMENTAL DE UN ELECTROLIZADOR CON DIFERENTES ELECTRODOS, PARA LA OBTENCIÓN DE HIDRÓGENO DESDE AGUA PURA Y SALADA* [Universidad de Chile].

[https://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/176192/An%C3%A1lisis-conceptual-constructivo-y-experimental-de-un-electrolizador-con-diferentes-](https://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/176192/An%C3%A1lisis-conceptual-constructivo-y-experimental-de-un-electrolizador-con-diferentes-electrodos.pdf?sequence=1&isAllowed=y)

[conceptual-constructivo-y-experimental-de-un-electrolizador-con-diferentes-electrodos.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/176192/An%C3%A1lisis-conceptual-constructivo-y-experimental-de-un-electrolizador-con-diferentes-electrodos.pdf?sequence=1&isAllowed=y)

S.Page, J., & Gulf, E. (1996). *Estimación de costes y rentabilidad de equipos*.

[https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiXu6Gr7PWFAxXgFrkGHVW\\_Cb84ChAWegQIBRAB&url=https%3A%2F%2Funefmdisenodeplantas.files.wordpress.com%2F2017%2F03%2Festimacion-de-costos-y-rentabilidad.pdf&usg=AOvVaw0rk\\_iMrWxeMg\\_L\\_\\_zXLOmM&opi=89978449](https://www.google.cl/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwiXu6Gr7PWFAxXgFrkGHVW_Cb84ChAWegQIBRAB&url=https%3A%2F%2Funefmdisenodeplantas.files.wordpress.com%2F2017%2F03%2Festimacion-de-costos-y-rentabilidad.pdf&usg=AOvVaw0rk_iMrWxeMg_L__zXLOmM&opi=89978449)



- Testo. (2018). *Aire de combustión, coeficiente de exceso de aire*. Aire de combustión, coeficiente de exceso de aire. <https://www.academiatesto.com.ar/cms/aire-de-combustion-coeficiente-de-exceso-de-aire>
- Todoenpolimeros. (2017, mayo 26). *SEPARACIÓN DE GASES*. <https://todoenpolimeros.com/2017/05/26/membranas-para-separacion-de-gases/>
- Torres, R. (2022, junio). *Normativas para el manejo y almacenamiento de gases licuados de petróleo*. Normativas para el manejo y almacenamiento de gases licuados de petróleo. [https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/33257/1/Permisos\\_\\_planes\\_y\\_protocolos\\_por\\_riesgo\\_de\\_explosion\\_depositos\\_propano\\_y\\_butano.pdf](https://obtienearchivo.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/33257/1/Permisos__planes_y_protocolos_por_riesgo_de_explosion_depositos_propano_y_butano.pdf)
- Towler, G., & Sinnott, R. (2022). «*CHEMICAL ENGINEERING DESIGN*» *PRINCIPLES, PRACTICE AND ECONOMICS OF PLANT AND PROCESS DESIGN* (THIRD EDITION). Butterworth-Heinemann.
- Trillo, E. (2016). *Electrólisis PEM de baja temperatura y sus aplicaciones industriales* [Universidad de Sevilla]. [https://biblus.us.es/bibing/proyectos/abreproy/5688/fichero/Eugenio+Trillo+Le%C3%B3n\\_PFC.pdf](https://biblus.us.es/bibing/proyectos/abreproy/5688/fichero/Eugenio+Trillo+Le%C3%B3n_PFC.pdf)
- tygas. (2012, septiembre 15). *HOJA DE SEGURIDAD GAS LICUADO DEL PETROLEO*. <https://www.termoyopal.com.co/wp-content/uploads/2017/07/002-MSDS-GLP.pdf>
- Velázquez Betancourt, A. (2011). *Cronología y diferencias de la tecnología del proceso industrial de metanol* [Universidad Nacional Autónoma de México]. <http://132.248.9.195/ptd2013/agosto/0700215/0700215.pdf>
- Villegas Montes, R. E. (2006). *Diseño térmico de una caldera de recuperación de calor para la producción de vapor de proceso de alta y media presión*. [Instituto Politécnico Nacional]. [https://tesis.ipn.mx/bitstream/handle/123456789/22754/Villegas%20Montes%20de%20la%20Oca%2c%20Ra%3bal%20Eduardo\\_Tesis.pdf?sequence=3&isAllowed=y](https://tesis.ipn.mx/bitstream/handle/123456789/22754/Villegas%20Montes%20de%20la%20Oca%2c%20Ra%3bal%20Eduardo_Tesis.pdf?sequence=3&isAllowed=y)
- Volkswagen. (2022, octubre 4). *Combustibles sintéticos: Producción, ventajas y desventajas*. Combustibles sintéticos: producción, ventajas y desventajas. <https://www.volkswagen.es/es/revista/innovacion/combustibles-sinteticos-produccion-ventajas-desventajas.html>



Vukasovic, V., & Messina, D. (2023, noviembre). *ANÁLISIS DE LA DISPONIBILIDAD DE CO<sub>2</sub> PARA LA PRODUCCIÓN DE DERIVADOS DE H<sub>2</sub> VERDE EN URUGUAY*. <https://h2lac.org/wp-content/uploads/2024/03/Analisis-de-la-disponibilidad-de-CO2-H2V-Uruguay.pdf>

W Sanderson, P., Armstrong, K., & Michailos, S. (2018). *Methanol Worked Examples for the TEA and LCA Guidelines for CO<sub>2</sub> Utilization* [University of Michigan]. <https://deepblue.lib.umich.edu/bitstream/handle/2027.42/145723/Global%20CO2%20Initiative%20Complete%20Methanol%20Study%202018.pdf?sequence=5&isAllowed=y>

WWF. (2022, enero 28). *Día por la Reducción de Emisiones de CO<sub>2</sub>: ¿Cuál es la situación en Chile?* Día por la Reducción de Emisiones de CO<sub>2</sub>: ¿Cuál es la situación en Chile? <https://www.wwf.cl/?374150/Dia-por-la-Reduccion-de-Emisiones-de-CO2-Cual-es-la-situacion-en-Chile#:~:text=En%20general%2C%20las%20emisiones%20de,que%20fueron%2031.909.959%20toneladas.>

## Anexos

12. Anexo A “Tabla de precios GLP desde 2017 hasta 2023”.

Tabla 19"Tabla de precios GLP desde 2017 hasta 2023(ENAP, 2023)”.

Fecha	Precio paridad GLP US\$/ton
14-dic-23	564,26
7-dic-23	553,95
30-nov-23	568,74
23-nov-23	556,71
16-nov-23	569,25
9-nov-23	576,28
2-nov-23	573,04
26-oct-23	578,75
19-oct-23	585,26
12-oct-23	595,03
05-oct-23	613,02
28-sept-23	620,03
21-sept-23	607,82
14-sept-23	560,69
07-sept-23	538,46



31-ago-23	501,85
24-ago-23	513,64
17-ago-23	534,00
10-ago-23	520,57
03-ago-23	500,56
27-jul-23	492,97
20-jul-23	467,76
13-jul-23	443,37
06-jul-23	447,25
29-jun-23	452,27
22-jun-23	461,84
15-jun-23	465,68
08-jun-23	474,84
01-jun-23	489,04
25-may-23	501,27
18-may-23	508,44
11-may-23	536,42
04-may-23	575,47
27-abr-23	592,00
20-abr-23	596,27
13-abr-23	582,43
06-abr-23	563,44
30-mar-23	552,81
23-mar-23	600,38
16-mar-23	635,25
09-mar-23	632,36
02-mar-23	618,02
23-feb-23	618,59
16-feb-23	622,61
09-feb-23	644,13
02-feb-23	641,48
26-ene-23	579,47
19-ene-23	535,68
12-ene-23	518,56
05-ene-23	502,43
Promedio anual 2023	551,68

13. Anexo B “Análisis de conversión  $\text{CO}_2$  y  $\text{CO}$ , según temperatura y presión, para la mejor selectividad de  $\text{MeOH}$ ”.

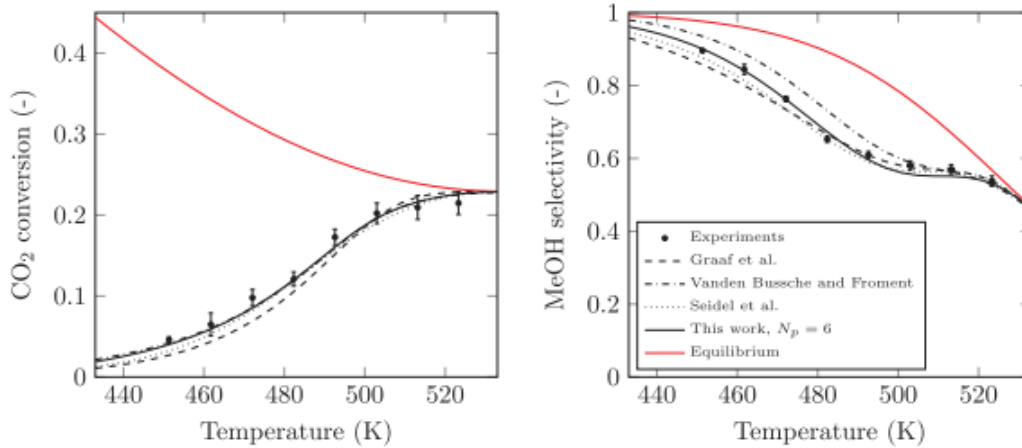


Figura 56"Conversión de  $\text{CO}_2$ , para obtener la mejor producción de  $\text{MeOH}$ , según temperatura (Slotboom, 2020)".

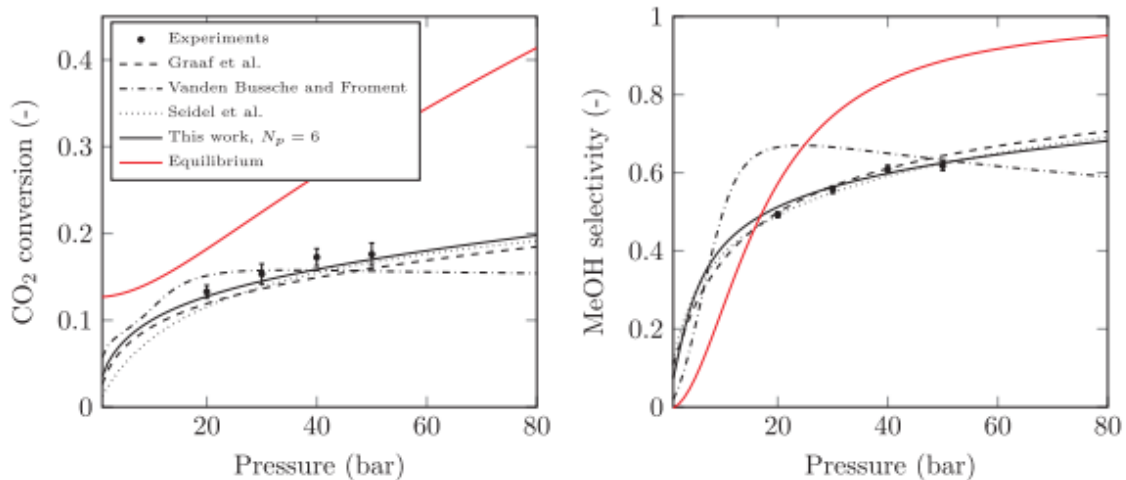


Figura 57" Conversión de  $\text{CO}_2$ , para obtener la mejor producción de  $\text{MeOH}$ , según presión (Slotboom, 2020)".

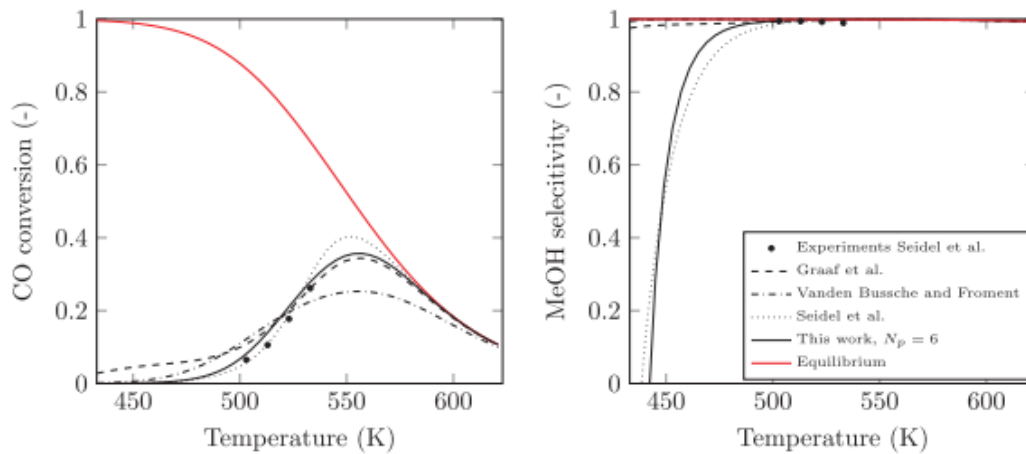


Figura 58" Conversión de CO para obtener la mejor producción de MeOH, según temperatura (Slotboom, 2020)".

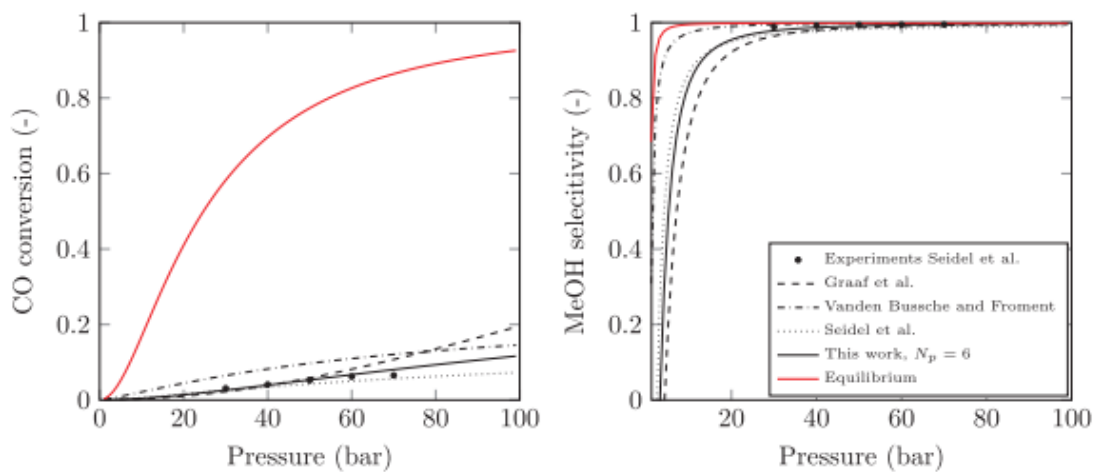


Figura 59" Conversión de CO para obtener la mejor producción de MeOH, según presión (Slotboom, 2020)".



14. Anexo C “Análisis de salmuera permitido por DS 90, según requerimientos de Electrólisis”.

Corriente 4 (Salmuera)	kg/h	kg/m <sup>3</sup>	mg/L	Máximo permitido DS 90	
				mg/L	Situación
H <sub>2</sub>	0	0	0		
O <sub>2</sub>	0	0	0		
Agua	208393	203,3	203		
Sodium NaCl	3860	18,0	18	-	Cumple
Chlorine NaCl	6934	32,3	32	400	Cumple
Magnesium Mg	462	2,1	2	-	Cumple
Sulfur S	323	1,5	2	3	Cumple
Potassium K	140	0,7	1	-	Cumple
Calcium Ca	147	0,7	1	-	Cumple
Bromine Br	24	0,1	0,11	0,75	Cumple
Algas	0	0	0		
Arena	0	0	0		
Total	220281	214,9	215		

Densidad agua de mar	1025	kg/m <sup>3</sup>
----------------------	------	-------------------

Figura 60"Análisis salmuera según requerimientos del proceso de electrólisis de la central térmica a gas natural de ciclo combinado, Atacama (Elaboración propia)".

15. Anexo D” Hoja de cálculos técnico-económico”.

En el siguiente enlace, se encuentran los cálculos de todo el proyecto, ya sea del apartado técnico, como del apartado económico, al igual que el precio estimativo, entre otras cosas.

[Memoria Ignacio Pino Excel Final.xlsx](#)



16. Anexo E “Sensibilidades de flujos de caja, respecto a diferentes puntos importantes de variación y perturbación del proyecto, junto con revalorización de O<sub>2</sub>”.

...	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Pronto de venta producida USD/ton	538	543	548	554	559	565	571	576	582	588	594	600	606	612	618	624	630	637	643	649	655
Inversión de producción Iniciativa USD	286671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530
Ingresos M USD	156	225	227	229	231	234	236	238	241	243	246	248	251	253	256	258	261	263	266	268	
CAPEX MM USD	629	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
OPEX MM USD	135	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	
Masa de obra directa (MOD) MM USD	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	
Mantenimiento [EX de valor instalado] MM USD	10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	
energía operativa [EX valor instalado] MM USD	35																				
operativa [EX valor instalado] MM USD	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	
operativa [EX valor instalado] MM USD	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	
operativa [EX valor instalado] MM USD	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
Depreciación obra física [EX] MM USD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
Depreciación maquinaria [EX] MM USD			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	
Ingresos Ingresos MM USD	5																				
Ingresos obra física MM USD	233																				
Ingresos maquinaria MM USD	273	82	35																		
UAI MM USD	-71	-8	30	32	34	37	39	41	44	46	48	51	53	56	58	61	64	66	69	72	
Ingresos [EX] MM USD			-1	6	6	7	7	7	8	8	9	9	10	10	11	11	12	12	13	13	
Utilidad Neta MM USD			-6	24	26	28	30	32	33	35	37	39	41	43	45	47	49	52	54	56	
Depreciación obra física [EX] MM USD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
Depreciación maquinaria [EX] MM USD			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	
Flujo de caja MM USD	-512	-71	37	68	70	71	73	75	77	79	81	83	85	87	89	91	93	95	97	99	
Flujo de caja revalorizado MM USD	-512	-583	-546	-478	-408	-337	-264	-183	-111	-32	49	132	217	304	393	484	577	672	769		

Figura 61 "Sensibilidad flujo de caja, caso GLP alto (Elaboración propia)".

Tabla 20 "Indicadores económicos GLP alto".

Tasa descuento	9%
VAN (MM USD)	\$38,76
Payback	10,41
TIR	9,84%



año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Precio de venta promedio USD/ton	370	374	377	381	385	389	393	397	401	405	409	413	417	421	425	430	434	438	443	447	451
Inversión de producción Inicial	286671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530
Ingresos M USD	107	155	156	158	159	161	162	164	166	167	169	171	172	174	176	178	179	181	183	185	185
CAPEX MM USD	629	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OPEX MM USD	135	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139
Masa de obra (t/m²) (MM) USD	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
Mantenimiento (X de valor instalado) (MM) USD	10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14
energía (X de valor instalado) (MM) USD	35																				
operación (X de valor instalado) (MM) USD	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
operación (X de valor instalado) (MM) USD	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
operación (X de valor instalado) (MM) USD	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación obra fija (X) (MM) USD		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación maquinaria (X) (MM) USD		39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Ingresos Ingresos MM USD	5																				
Ingresos obra fija (MM) USD	233																				
Ingresos maquinaria (MM) USD	273	82	35																		
UBI MM USD	-120	-78	-41	-39	-38	-36	-35	-33	-31	-30	-28	-26	-25	-23	-21	-19	-18	-16	-14	-12	
Ingresos (X) (MM) USD		-15	-8	-7	-7	-7	-6	-6	-6	-5	-5	-5	-4	-4	-4	-3	-3	-3	-3	-2	
Utilidad Neta (MM) USD		-63	-33	-32	-31	-29	-28	-27	-25	-24	-23	-21	-20	-19	-17	-16	-14	-13	-11	-10	
Depreciación obra fija (X) (MM) USD		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
Depreciación maquinaria (X) (MM) USD		39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	
Flujo de caja (MM) USD	-512	-120	-13	10	12	13	14	16	17	18	20	21	22	24	25	27	28	29	31	32	34
Flujo de caja neto acumulado (MM) USD	-512	-632	-651	-641	-623	-616	-601	-586	-563	-551	-531	-510	-488	-464	-439	-412	-384	-355	-324	-282	-258

Figura 62 "Sensibilidad flujo de caja, caso GLP bajo (Elaboración propia)".

Tabla 21 "Indicadores económicos caso GLP bajo".

Tasa descuento	4%
VAN (MM USD)	\$-390,60
Payback	28,63
TIR	-3,70%



Ítem	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Precio de venta promedio USD/ton	460	465	470	474	479	484	489	494	499	504	509	514	519	524	529	535	540	545	551	556	562
Inversión de producción USD	286671	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530	403530
Ingresos M USD	133	192	194	196	198	200	202	204	206	208	210	212	215	217	219	221	223	226	228	230	230
CAPEX MM USD	623	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OPEX MM USD	132	134	131	128	126	123	121	119	116	114	112	110	108	106	104	102	100	99	97	95	95
Monto de obra fija (M USD)	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
Mano de obra (M USD)	10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14
Materia prima (M USD)	35																				
Energía (M USD)	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Impuestos (M USD)	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Depreciación obra fija (M USD)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación maquinaria (M USD)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Ingresos (M USD)	5																				
Inversión obra fija (M USD)	233																				
Ingresos maquinaria (M USD)	273	82	35																		
UAI MM USD		-31	-34	6	10	15	19	24	28	32	36	41	45	49	53	57	61	65	69	73	77
Ingresos (M USD)			-6	1	2	3	4	4	5	6	7	8	9	9	10	11	12	12	13	14	15
Utilidad Neta (M USD)			-28	5	8	12	15	19	23	26	30	33	36	40	43	46	50	53	56	59	62
Depreciación obra fija (M USD)			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación maquinaria (M USD)			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Flujo de caja (M USD)	-512	-31	16	48	52	56	59	63	66	70	73	77	80	83	87	90	93	96	100	103	106
Flujo de caja acumulado (M USD)	-512	-603	-587	-539	-487	-431	-372	-309	-243	-173	-100	-23	57	140	227	317	410	506	606	709	815

Figura 63 "Sensibilidad flujo de caja, caso base con variación de precio energético, reducción del 3% anual (Elaboración propia)".

Tabla 22 "Indicadores económicos caso reducción precio energético 3% anual".

Tasa descuento	7%
----------------	----



VAN (MM USD)	45
Payback	12,31
TIR	7,79%

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Precio de venta promedio USD/ton	460	465	470	474	479	484	488	494	499	504	509	514	519	524	529	535	540	545	551	556	562
Ingreso de producción USD		286671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530
Ingreso M USD		133	192	194	196	198	200	202	204	206	208	210	212	215	217	219	221	223	226	228	230
CAPEX MM USD		519	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OPEX MM USD		132	134	131	128	126	123	121	119	116	114	112	110	108	106	104	102	100	99	97	95
Flujo de caja libre (MM USD)		8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
Flujo de caja libre (MM USD)		10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14
Flujo de caja libre (MM USD)		35																			
Flujo de caja libre (MM USD)		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Flujo de caja libre (MM USD)		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Flujo de caja libre (MM USD)		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación sobre fijas (MM USD)			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación sobre fijas (MM USD)			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Ingresos financieros (MM USD)		5																			
Ingresos financieros (MM USD)		192																			
Ingresos financieros (MM USD)		225	67	29																	
DAI MM USD		-31	-20	6	10	15	19	24	28	32	36	41	45	49	53	57	61	65	69	73	77
Imparidad (MM USD)			-5	1	2	3	4	4	5	6	7	8	9	9	10	11	12	12	13	14	15
Utilidad Neta (MM USD)			-23	5	8	12	15	19	23	26	30	33	36	40	43	46	50	53	56	59	62
Depreciación sobre fijas (MM USD)			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación sobre fijas (MM USD)			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Flujo de caja libre (MM USD)		-423	-31	21	48	52	56	59	63	66	70	73	77	80	83	87	90	93	96	100	103
Flujo de caja libre (MM USD)		-423	-513	-432	-444	-332	-337	-277	-215	-148	-79	-5	71	151	235	321	411	504	601	701	803

Figura 64 "Sensibilidad flujo de caja, caso con electrólisis alcalina reducción a 358 USD/kW y variación energética de la reducción al 3% anual (Elaboración propia)".

Tabla 23 "Indicadores económicos caso electrólisis alcalina reducción 358 USD/kW con variación energética de reducción del 3% anual".

Tasa descuento	9%
----------------	----



VAN (MM USD)	27
Payback	11,42
TIR	9,63%

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Precio de venta producto USD/ton	460	465	470	474	479	484	489	494	499	504	509	514	519	524	529	535	540	545	551	556	562
Capacidad producción ton/año		286671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530
Ingresos MMUSD		139	200	202	204	206	208	210	212	214	216	218	220	222	224	227	229	231	233	236	238
OPERA MMUSD		607	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OPERA MMUSD		115	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120	120
Mano de obra directa (MOD) MMUSD		8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
Mantenimiento (% de valor instalada) MM USD		10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14
costo de capital (15% de valor instalada) MMUSD		35																			
Preparación (% de valor instalada) MM USD		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Impuesto sobre la renta (% de valor instalada) MMUSD		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Impuesto sobre el valor agregado (% de valor instalada) MMUSD		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación abstracción (C%) MMUSD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Depreciación maquinaria (10%) MMUSD			38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38
Inversión terreno MMUSD	5																				
Inversión obra física MMUSD	225,498																				
Inversión maquinaria MM USD	263,599	79	34																		
UAI MMUSD	-66	-10	26	28	30	32	34	36	38	40	42	44	47	49	51	53	55	57	60	62	
Impuesto (19%) MMUSD		-2	5	5	6	6	6	7	7	8	8	8	9	9	10	10	10	11	11	12	
Utilidad Neta MMUSD		-8	21	23	24	26	28	29	31	33	34	36	38	39	41	43	45	47	48	50	
Depreciación abstracción (C%) MMUSD			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	
Depreciación maquinaria (10%) MMUSD			38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	38	
Flujo de caja MM USD	-494	-66	34	63	65	67	68	70	71	73	75	76	78	80	82	83	85	87	89	91	92
Flujo de caja acumulado MM USD	-494	-560	-526	-462	-397	-331	-263	-193	-121	-48	26	103	181	261	342	426	511	598	687	777	869

Figura 65" Caso GLP base con influencia de O<sub>2</sub> máxima capacidad 7,68% CO<sub>2</sub> máximo (Elaboración propia)".

Tabla 24" Indicadores económicos caso GLP base con influencia de O<sub>2</sub> máxima capacidad CO<sub>2</sub> a 7,68% de concentración CO<sub>2</sub>".

Tasa descuento	9%
----------------	----



VAN (MM USD)	16
Payback	10,80
TIR	9,37%

año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Producción anual (MM USD)	460	465	470	474	478	484	489	494	499	504	509	514	519	524	529	535	540	545	551	556	562
Inversión de producción (MM USD)		286671	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530	409530
Ingresos (MM USD)		133	192	194	196	198	200	202	204	206	208	210	212	215	217	219	221	223	226	228	230
CAPEX (MM USD)		584	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OPEX (MM USD)		135	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139	139
Mantenimiento (MM USD)		8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
Mantenimiento (MM USD)		10	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14	14
Mantenimiento (MM USD)		35																			
Mantenimiento (MM USD)		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Mantenimiento (MM USD)		2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Mantenimiento (MM USD)		5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Mantenimiento (MM USD)			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Mantenimiento (MM USD)			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Mantenimiento (MM USD)		5																			
Mantenimiento (MM USD)		217																			
Mantenimiento (MM USD)		253	76	33																	
Mantenimiento (MM USD)		-94	-37	-3	-1	1	3	5	7	9	11	13	15	17	20	22	24	26	28	31	33
Mantenimiento (MM USD)			-7	-1	0	0	1	1	1	2	2	3	3	3	4	4	5	5	5	6	6
Mantenimiento (MM USD)			-30	-2	-1	1	2	4	6	7	9	11	12	14	16	18	19	21	23	25	27
Mantenimiento (MM USD)			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Mantenimiento (MM USD)			39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39	39
Mantenimiento (MM USD)		-475	-94	13	41	43	45	46	48	49	51	53	54	56	58	60	61	63	65	67	69
Mantenimiento (MM USD)		-475	-569	-556	-514	-471	-427	-381	-333	-283	-232	-180	-125	-69	-11	48	110	173	238	304	373

Figura 66" Caso sensibilidad reducción CAPEX 30% en captura CO<sub>2</sub> aminas MEA (Elaboración propia)".

Tabla 25" Indicadores económicos caso sensibilidad reducción CAPEX captura CO<sub>2</sub> 30%".

Tasa descuento	5%
----------------	----

VAN (MM USD)	12,04
Payback	14,33
TIR	5,22%

17. Anexo F” Costos operativos energéticos según % de concentración CO<sub>2</sub>”.

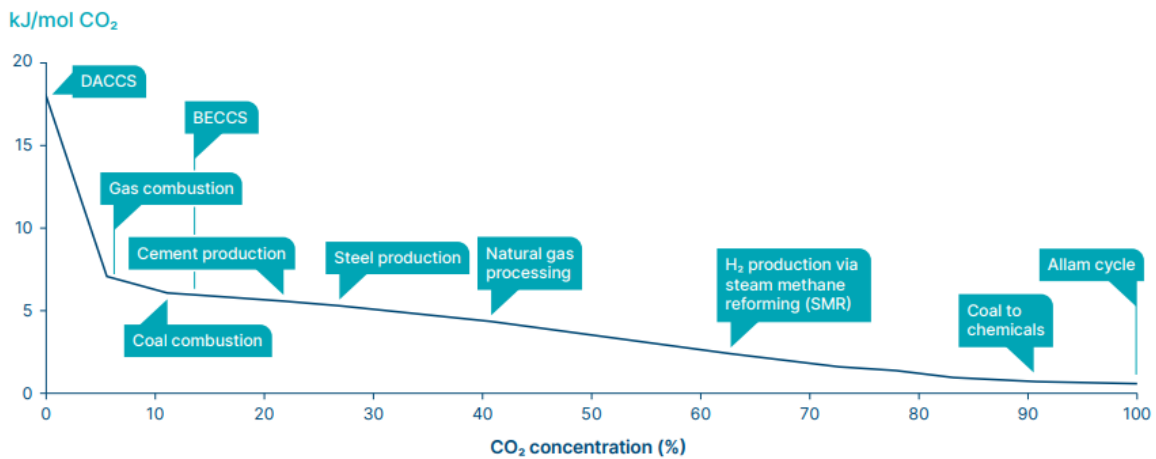


Figura 67”Costos energéticos según % de concentración de CO<sub>2</sub> en flujo (Energy transitions commission, 2022)”.

18. Anexo G “Simulación HYSYS de modelo hidrogenación CO<sub>2</sub> para producción de MeOH y producción DME a modo industrial”.

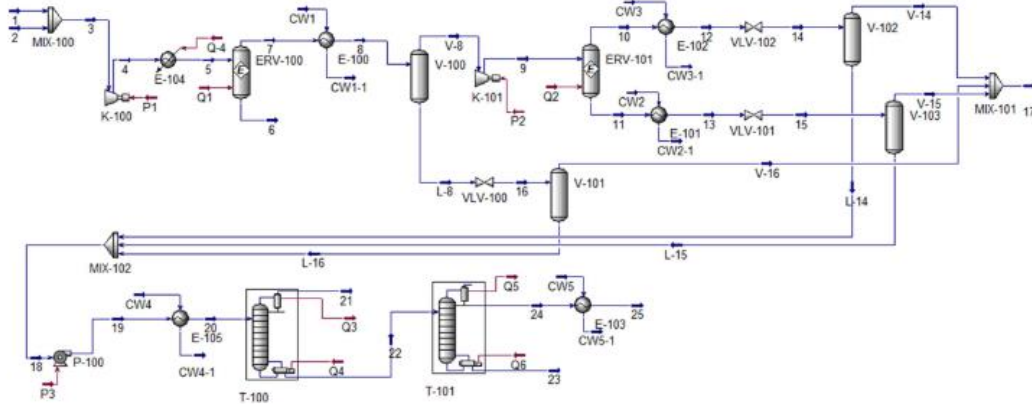


Figura 68"Simulación HYSYS a través de modelo hidrogenación CO<sub>2</sub>, para la producción de MeOH (Nuchitprasittichai & Borisut, 2019)".

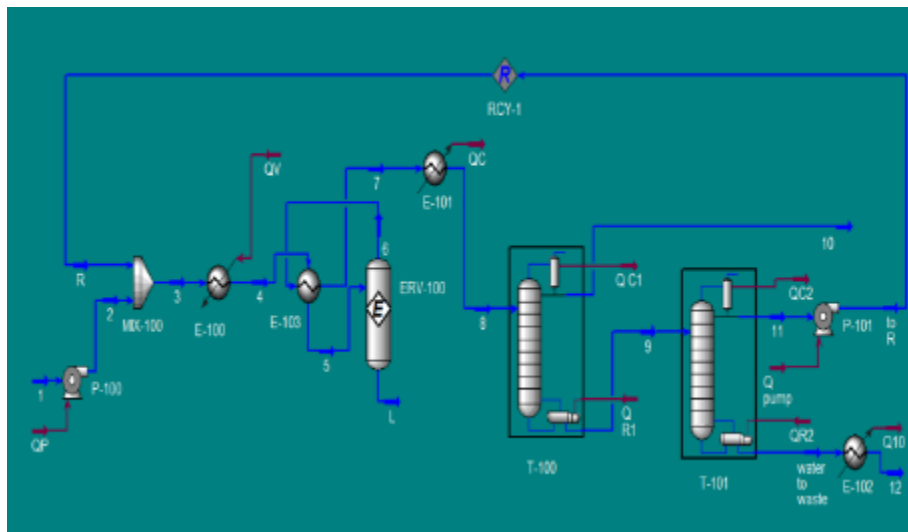


Figura 69"Simulación HYSYS de comparativa a nivel industrial en producción de DME(Alshbuki et al., 2020)".