



Universidad de Concepción
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Química



PRODUCCIÓN DE METANOL A PARTIR DE HIDRÓGENO VERDE EN LA ZONA AUSTRAL UTILIZANDO ASPEN PLUS

Por

Felipe Navarro Torres

Memoria de Título presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de
Concepción para optar al título profesional de Ingeniero
Civil Químico

Profesores Patrocinantes

Dr. Fernando Márquez R.

Dr. Juan Carlos Carrasco M.

Ingeniero Supervisor

Fabrizio Salvatori M.

Agosto de 2023

© 2023 Felipe Navarro Torres

Resumen Ejecutivo

Chile ha desarrollado una ambiciosa estrategia nacional promoviendo el uso y producción del hidrógeno verde a gran escala para cumplir con los objetivos de carbono neutralidad trazados al año 2050. Dentro de los principales usos del hidrógeno verde destaca la producción de compuestos químicos como el amoníaco y el metanol. El metanol destaca por su uso en la industria química para producir compuestos destacando el formaldehído. También se utiliza en materiales de construcción, disolventes, equipos médicos, compuestos farmacéuticos, fabricación de turbinas eólicas, entre otros. En el último tiempo destaca su uso como combustible en barcos y vehículos ya que su emisión de material particulado es casi nula. En el contexto de la transición energética y el establecimiento de una demanda sostenida de hidrógeno verde, en el presente proyecto de tesis se busca estudiar y analizar los aspectos técnicos y económicos de la producción de metanol verde en una planta ubicada en la zona Austral de Chile, Magallanes.

Del estudio bibliográfico se identificaron las principales características del proceso de síntesis de metanol verde y se utilizaron para simular el proceso, asumiendo que las materias primas, como lo son el hidrógeno verde y el dióxido de carbono, son obtenidas de proveedores. La planta se dimensionó tomando como referencia la producción de hidrógeno verde basada en una alimentación de electricidad renovable obtenida de un parque eólico de capacidad de 30 MW, obteniendo como alimentación al proceso de síntesis metanol 4.480 t/año H₂ verde y 32.597 t/año CO₂, dando como producción final 22.265 t/año CH₃OH verde con una pureza del 97,3%. Se obtuvo una conversión de una pasada del 14% y una conversión global del 93%. Además, se determinó que para producir 1 tonelada de metanol verde en esta planta se necesitan 0,201 toneladas de hidrógeno verde, 1,464 toneladas de dióxido de carbono, 3,60 m³ de agua de refrigeración y 0,291 MWh de electricidad renovable.

Del análisis económico, basándose en las metodologías de Towler y Aspen Economics para el cálculo de costos de la planta, la factibilidad del proyecto se analizó para 5 escenarios diferentes: Caso 1) pesimista donde el precio del hidrógeno verde es de 5.500 USD/t; Caso 2) conservador donde el precio del hidrógeno verde es de 3.000 USD/t; Caso 3) optimista donde el precio del hidrógeno verde es de 2.000 USD/t; Caso 4) proyección Magallanes 2030 donde el precio del hidrógeno verde es de 1.300 USD/t; Caso 5) proyección Magallanes 2050 donde el precio del hidrógeno verde es de 1.000 USD/t. Se concluyó que la viabilidad económica del proyecto depende mayoritariamente del costo del H₂ verde, solo siendo competitivo para los Casos 4) y 5). Esto se ve reflejado en los precios de venta del metanol verde obtenido para los casos mencionados. Si el proyecto considerará la producción de H₂ verde en el proceso, el análisis de sensibilidad variando el costo de la electricidad renovable arrojaría valores muy distintos a los obtenidos en este trabajo, ya que este parámetro representaría el mayor costo del proceso y repercutiría significativamente en el precio final del metanol. Lo anterior sumado a que los bonos de carbono podrían aumentar el precio del metanol convencional, generando un panorama competitivo para el metanol verde.

Abstract

Chile has developed an ambitious national strategy promoting the use and production of green hydrogen on a large scale to meet the carbon neutrality goals set for the year 2050. Among the main uses of green hydrogen is the production of chemical compounds such as ammonia and methanol. Methanol stands out for its use in the chemical industry to produce compounds such as formaldehyde. It is also used in construction materials, solvents, medical equipment, pharmaceutical compounds, wind turbine manufacturing, among others. In recent times, it has been used as fuel in ships and vehicles, since its emission of particulate matter is almost nil. In the context of the energy transition and the establishment of a sustained demand for green hydrogen, this thesis project seeks to study and analyze the technical and economic aspects of green methanol production in a plant located in the southern area of Chile, Magallanes.

The main characteristics of the green methanol synthesis process were identified from the bibliographic study and used to simulate the process, assuming that the raw materials, such as green hydrogen and carbon dioxide, are obtained from suppliers. The plant was sized taking as reference the production of green hydrogen based on a renewable electricity supply obtained from a wind farm with a capacity of 30 MW, obtaining as feed to the methanol synthesis process 4,480 t/year green H₂ and 32,597 t/year CO₂, giving as final production 22,265 t/year green CH₃OH with a purity of 97.3%. A one-pass conversion of 14% and an overall conversion of 93% was obtained. In addition, it was determined that 0.201 tons of green hydrogen, 1.464 tons of carbon dioxide, 3.60 m³ of cooling water and 0.291 MWh of renewable electricity are required to produce 1 ton of green methanol in this plant.

From the economic analysis, based on Towler and Aspen Economics methodologies for plant costing, the feasibility of the project was analyzed for 5 different scenarios: Case 1) pessimistic where the green hydrogen price is 5,500 USD/t; Case 2) conservative where the green hydrogen price is 3,000 USD/t; Case 3) optimistic where the green hydrogen price is 2,000 USD/t; Case 4) Magallanes 2030 projection where the green hydrogen price is 1,300 USD/t; Case 5) Magallanes 2050 projection where the green hydrogen price is 1,000 USD/t. It was concluded that the economic viability of the project depends mainly on the cost of green H₂, only being competitive for Case 4) and 5). This is reflected in the sales prices of the green methanol obtained for the mentioned cases. If the project will consider the production of green H₂ in the process, the sensitivity analysis varying the cost of renewable electricity would yield very different values from those obtained in this work, since this parameter would represent the highest cost of the process and would have a significant impact on the final price of methanol. This, added to the fact that carbon credits could increase the price of conventional methanol, generating a competitive scenario for green methanol.

Índice

1. Introducción	14
2. Objetivos y alcances	15
2.1. Objetivo general	15
2.2. Objetivos específicos	15
2.3. Alcances	15
3. Marco teórico.....	16
3.1. Contexto Energético	16
3.1.1. Energías Renovables No Convencionales en Chile	17
3.1.2. Potencial eólico en la zona de Magallanes	19
3.2. Hidrógeno verde.....	20
3.2.1. Antecedentes del Hidrógeno	20
3.2.2. Producción Hidrógeno verde	23
3.2.3. Mercado y economía del Hidrógeno verde	25
3.2.4. Situación del Hidrógeno verde en el mundo.....	27
3.2.5. Situación del Hidrógeno verde en Chile	29
3.3. Metanol verde	31
3.3.1. Antecedentes del Metanol.....	31
3.3.2. Producción Metanol convencional.....	35
3.3.3. Producción Metanol verde.....	37
3.3.4. Captura Dióxido de carbono	37
3.3.5. Mercado y economía del Metanol verde	38
3.3.6. Situación del Metanol verde en el mundo	42
3.3.7. Situación del Metanol verde en Chile	43
4. Metodología.....	45
4.1. Estudios Bibliográficos	45
4.2. Simulación	45
4.3. Análisis técnico del proceso.....	47
4.4. Análisis económico del proceso.....	48
5. Resultados.....	49
5.1. Análisis técnico.....	49
5.1.1. Análisis técnico de las etapas del proceso.....	50

5.1.1.1.	Preparación reactivos	50
5.1.1.2.	Síntesis	51
5.1.1.3.	Reciclo y purga	52
5.1.1.4.	Destilación	53
5.1.1.5.	Recuperación de calor	54
5.1.2.	Resultados de la simulación	55
5.1.2.1.	Síntesis metanol en reactor y conversión global.....	55
5.1.2.2.	Destilación metanol- agua	56
5.1.2.3.	Purga y reciclo.....	57
5.1.3.	Resumen de la simulación	58
5.2.	Análisis económico.....	59
5.2.1.	Costos de reactivos e insumos.....	59
5.2.2.	Costos de equipos	61
5.2.3.	CAPEX del proyecto	63
5.2.4.	Flujos de caja actuales y escenarios	64
5.2.5.	Precio de venta CH ₃ OH verde	66
6.	Discusión	70
6.1.	Análisis técnico.....	70
6.2.	Análisis económico.....	72
7.	Conclusión.....	73
8.	Bibliografía	74
9.	Anexos	77
9.1.	Anexos marco teórico	77
9.1.1.	Bonos de carbono.....	77
9.2.	Anexos análisis técnico	78
9.2.1.	Cálculo de materias primas.....	78
9.2.2.	Cálculo electrólisis	78
9.2.3.	Cálculo consumo agua de refrigeración	78
9.2.4.	Cálculo consumo electricidad renovable.....	79
9.2.5.	Simulación planta de metanol verde.....	80
9.2.5.1.	Cálculos previos	80
9.2.5.1.1.	Dimensionamiento reactor Rplug.....	80
9.2.5.1.2.	Etapas de compresores.....	80
9.2.5.2.	Datos iniciales.....	81

9.2.5.3.	Parámetros de entrada equipos	83
9.2.5.4.	Parámetros de entrada reacción.....	92
9.2.5.5.	Balances de materia	96
9.2.5.6.	Validación del modelo	97
9.3.	Anexos análisis económico.....	98
9.3.1.	Diseño de equipos.....	98
9.3.1.1.	Diseño de columnas de destilación.....	98
9.3.1.2.	Diseño de separadores flash	99
9.3.1.3.	Diseño de estanques de almacenamiento.....	101
9.3.2.	Metodología Guthrie para el cálculo de costos de equipos.....	101
9.3.2.1.	Cálculo costo intercambiadores de calor	102
9.3.2.2.	Cálculo costo compresores	103
9.3.2.3.	Costo de recipientes	105
9.3.2.4.	Costo bandejas columna de destilación.....	106
9.3.3.	Metodología Towler & Sinnott para el cálculo de costos de equipos.....	106
9.3.3.1.	Cálculo costo compresores	110
9.3.3.2.	Cálculo costo intercambiadores de calor	110
9.3.3.3.	Cálculo costo reactor.....	111
9.3.3.4.	Cálculo costo columna destilación	111
9.3.3.5.	Cálculo costo flash	112
9.3.3.6.	Cálculo costo tanque almacenamiento	112
9.3.4.	Calculo CAPEX del proyecto mediante Towler y Aspen.....	112
9.3.5.	Calculo depreciación de equipos.....	113
9.3.6.	Cálculo costos operacionales del proyecto Towler y Aspen	113
9.3.7.	Detalle flujos de caja del proyecto	114

Índice de tablas

Tabla 3.1. Centrales eólicas en la zona de Magallanes [7]. AceraChile.....	20
Tabla 3.2. Ventajas y desventajas tecnologías AE y PEM [16]......	25
Tabla 3.3. Propiedades y almacenamiento de combustibles [24]......	33
Tabla 3.4. Proveedores y plantas de producción e-metanol en el mundo [24].	43
Tabla 4.1. Parámetros para el modelo cinético reajustado [59].	47
Tabla 5.1. Producción, recuperación y rendimiento del CH ₃ OH respecto a ambos reactivos.....	58
Tabla 5.2. Alimentación de materias primas y rendimiento respecto al CH ₃ OH recuperado.	58
Tabla 5.3. Consumo de agua y rendimiento respecto al CH ₃ OH recuperado.	59
Tabla 5.4. Consumo eléctrico y rendimiento respecto al CH ₃ OH recuperado.	59
Tabla 5.5. Consumo anual de hidrógeno verde y dióxido de carbono.	60
Tabla 5.6. Consumo anual insumos y rendimiento respecto al metanol recuperado. .	60
Tabla 5.7. Costo de los reactivos del proceso.	60
Tabla 5.8. Costo de los insumos del proceso.	61
Tabla 5.9. Costo de materia prima e insumos para el proyecto.	61
Tabla 5.10. Costo de compra e instalación de equipos según Towler y Guthrie actualizado.....	61
Tabla 5.11. Costo de compra e instalación de equipos según Aspen.....	62
Tabla 5.12. Costo instalado total actualizado 2023 metodología de Towler.	63
Tabla 5.13. Resumen de cálculos CAPEX planta de metanol verde mediante Towler.63	
Tabla 5.14. Resumen de cálculos CAPEX planta de metanol verde mediante Aspen. 64	
Tabla 5.15. Parámetros económicos del flujo de caja del proyecto.....	65
Tabla 5.16. Resumen parámetros constante y variables del flujo de caja.	65
Tabla 5.17. Costos considerados para los casos de análisis.	66
Tabla 5.18. Resultados obtenidos para los casos de análisis.	66
Tabla 9.1. Utilidades anuales por bonos de carbono.	77
Tabla 9.2. Consumo total agua de refrigeración.....	79
Tabla 9.3. Consumo total electricidad renovable.	79
Tabla 9.4. Numero de etapas compresores planta de CH ₃ OH verde.	81
Tabla 9.5. Balance de materia global entrada planta de metanol verde.	97
Tabla 9.6. Balance de materia global salida planta de metanol verde.	97
Tabla 9.7. Parámetros de diseño y resultados columna de destilación.....	99

Tabla 9.8. Parámetros de diseño y resultados separadores flash.	100
Tabla 9.9. Dimensiones de separadores flash.....	101
Tabla 9.10. Parámetros de equipos para correlaciones de Guthrie.	102
Tabla 9.11. Costo de compra e instalación intercambiadores de calor.	103
Tabla 9.12. Costo de compra e instalación compresores.	104
Tabla 9.13. Costo de compra e instalación recipientes.....	105
Tabla 9.14. Costo de instalación bandejas y total columnas.....	106
Tabla 9.15. Costo de compra e instalación compresores.	110
Tabla 9.16. Costo de compra e instalación intercambiadores de calor.	110
Tabla 9.17. Costo de compra e instalación reactor.....	111
Tabla 9.18. Costo de compra e instalación columna de destilación.	111
Tabla 9.19. Costo de compra e instalación separadores flash.....	112
Tabla 9.20. Costo de compra e instalación tanque de almacenamiento	112
Tabla 9.21. Resumen de cálculos CAPEX proyecto mediante Towler.	112
Tabla 9.22. Resumen de cálculos CAPEX proyecto mediante Aspen.....	113
Tabla 9.23. Depreciación de los equipos planta de metanol verde para Towler y Aspen	113
Tabla 9.24. OPEX estimados para casos Towler y Aspen.	113

Índice de figuras

Figura 3.1. Consumo energético mundial según fuente de origen en EJ [1].....	16
Figura 3.2. Matriz energética Chile. Obtenida de Energía Abierta CEN [3].....	17
Figura 3.3. ERNC en Matriz energética de Chile. Obtenida de CEN [4].....	18
Figura 3.4. Proyectos en evaluación ambiental [4].	19
Figura 3.5. Costo nivelado de electricidad renovable en USD/MWh [5].....	19
Figura 3.6. Densidades energéticas gravimétricas (kWh/kg) y densidades energéticas volumétricas (kWh/l) en comparación, grafico izquierda y derecha respectivamente [11].	21
Figura 3.7. Mecanismos de almacenamiento de hidrógeno para diferentes condiciones [12].	22
Figura 3.8. Mecanismos de transporte de hidrógeno según distancia a recorrer [12].	22
Figura 3.9. Nomenclatura de códigos para el hidrogeno [8].	23
Figura 3.10. Comparación de las diferentes tecnologías para la electrólisis del agua [10].	24
Figura 3.11. Producción de hidrógeno y fuentes de origen en Mt [18].	26
Figura 3.12. Brecha de costo entre hidrógeno verde y gris en USD/kg [12].....	27
Figura 3.13. Capacidad de producción acumulada anunciada en Mt anuales [21]....	27
Figura 3.14. Capacidad mundial acumulada de electrólisis instalada en MW [21]....	28
Figura 3.15. Costo nivelado producción de hidrógeno verde por zona en Chile en USD/kg [5].	29
Figura 3.16. Costo nivelado producción de hidrógeno verde en el mundo en USD/kg [5].	30
Figura 3.17. Demanda de hidrógeno en Chile 2019 [11].	30
Figura 3.18. Demanda potencial de hidrógeno verde en Chile hasta 2030/35 [11].	31
Figura 3.19. Ficha técnica del metanol [25].	32
Figura 3.20. Nomenclatura de códigos para el metanol [26].	35
Figura 3.21. Proceso Lurgi producción de metanol. Adaptado de ref. [53].	36
Figura 3.22. Demanda global metanol 2019 [24].	39
Figura 3.23. Precio histórico del metanol entre 1995-2020 [24].	39
Figura 3.24. Costos estimados metanol verde según fuente de origen CO ₂ [24].	41
Figura 3.25. Comparación metanol verde con otros combustibles en USD/GJ [24].	42
Figura 5.1. Simulación planta de síntesis de metanol verde Aspen Plus.....	49
Figura 5.2. Tren de compresión dióxido de carbono.....	51
Figura 5.3. Compresión hidrogeno verde y mezcla de reactivos.....	51

Figura 5.4. Precalentamiento, síntesis en reactor y posterior separación.	52
Figura 5.5. Reciclo y purga proceso de producción metanol verde	52
Figura 5.6. Expansión y separación flash metanol crudo.	53
Figura 5.7. Calentamiento y destilación metanol-agua.	54
Figura 5.8. Ultima separación flash y obtención metanol verde producto.	54
Figura 5.9. Integración de calor utilizando 60% corriente salida del reactor en intercambiador HX4.	55
Figura 5.10. Integración de calor utilizando 40% corriente salida del reactor en intercambiador HX5.	55
Figura 5.11. Resultados proceso síntesis de metanol en reactor y producto final	56
Figura 5.12. Resultados de entradas y salidas globales proceso.	56
Figura 5.13. Resultados columna de destilación (DT1) metanol verde.	57
Figura 5.14. Resultados destilación final (KO2) metanol verde.	57
Figura 5.15. Resultados primera separación, purga y reciclo del proceso	58
Figura 5.16. Precios de venta metanol verde obtenidos para los 5 casos en ambas metodologías.	67
Figura 5.17. Precios de venta obtenidos metanol verde para Caso 1) y 2) en ambas metodologías.	68
Figura 5.18. Precios de venta obtenidos metanol verde para Caso 1) y 3) en ambas metodologías.	68
Figura 5.19. Precios de venta obtenidos metanol verde para Caso 1) y 4) en ambas metodologías.	69
Figura 5.20. Precios de venta obtenidos metanol verde para Caso 1) y 5) en ambas metodologías.	69
Figura 9.1. Selección de componentes planta de metanol verde.	81
Figura 9.2. Selección de modelo termodinámico planta de metanol verde.	82
Figura 9.3. Especificaciones flujo de entrada dióxido de carbono planta de metanol verde.	82
Figura 9.4. Especificaciones flujo de entrada hidrógeno verde planta de metanol verde.	83
Figura 9.5. Parámetros de entrada compresor CP1.	83
Figura 9.6. Parámetros de entrada intercambiador HX1	83
Figura 9.7. Parámetros de entrada compresor CP2.	84
Figura 9.8. Parámetros de entrada intercambiador HX2.	84
Figura 9.9. Parámetros de entrada compresor CP3.	84
Figura 9.10. Parámetros de entrada intercambiador HX3.	85

Figura 9.11. Parámetros de entrada compresor CP4.....	85
Figura 9.12. Parámetros de entrada compresor CP5.....	85
Figura 9.13. Parámetros de entrada compresor CP6.....	86
Figura 9.14. Parámetros de entrada intercambiador HX4.....	86
Figura 9.15. Parámetros de entrada reactor R1.....	86
Figura 9.16. Parámetros de entrada reactor R1. Pt2	87
Figura 9.17. Parámetros de entrada divisor DIV1.....	87
Figura 9.18. Parámetros de entrada intercambiador HX5.....	87
Figura 9.19. Parámetros de entrada intercambiador HX6.....	88
Figura 9.20. Parámetros de entrada separador flash KO1.....	88
Figura 9.21. Parámetros de entrada divisor DIV2.....	88
Figura 9.22. Parámetros de entrada válvula VLV1.....	88
Figura 9.23. Parámetros de entrada válvula VLV2.....	89
Figura 9.24. Parámetros de entrada separador flash TKFL1.....	89
Figura 9.25. Parámetros de entrada columna de destilación DT1.....	89
Figura 9.26. Parámetros de entrada columna de destilación DT1. Pt2	89
Figura 9.27. Parámetros de entrada columna de destilación DT1. Pt3	90
Figura 9.28. Parámetros de entrada rehervidor DT1REB.....	90
Figura 9.29. Parámetros de entrada compresores CP7.....	91
Figura 9.30. Parámetros de entrada intercambiador HX8.....	91
Figura 9.31. Parámetros de entrada separador flash KO2.....	91
Figura 9.32. Parámetros de entrada reacción de hidrogenación de dióxido de carbono para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.....	92
Figura 9.33. Parámetros “Driving Force Expression” del término 1 reacción de hidrogenación de dióxido de carbono para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.....	92
Figura 9.34. Parámetros “Driving Force Expression” del término 2 reacción de hidrogenación de dióxido de carbono para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.....	93
Figura 9.35. Parámetros “Adsorption Expression” reacción de hidrogenación de dióxido de carbono para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.....	93
Figura 9.36. Parámetros de entrada reacción “Water-Gas Shift” para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.....	94
Figura 9.37. Parámetros “Driving Force Expression” del término 1 reacción “Water-Gas Shift” para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.....	94

Figura 9.38. Parámetros “Driving Force Expression” del término 2 reacción “Water-Gas Shift” para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.	95
Figura 9.39. Parámetros “Absorption Expression” reacción “Water-Gas Shift” para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.	95
Figura 9.40. Balances de materia planta de metanol verde Aspen Plus.....	96
Figura 9.41. Balances de materia planta de metanol verde Aspen Plus. Pt2.....	96
Figura 9.42. Balances de materia planta de metanol verde Aspen Plus. Pt3.....	96
Figura 9.43. Balances de materia planta de metanol verde Aspen Plus. Pt4.....	97
Figura 9.44. Factor de diseño velocidad de vapor para separadores verticales L-V.	100
Figura 9.45. Relación L/D para diseño de recipientes.	100
Figura 9.46. Factores de material para intercambiadores de calor.....	102
Figura 9.47. Factores de diseño para intercambiadores de calor.	103
Figura 9.48. Factores de presión para intercambiadores de calor.....	103
Figura 9.49. Factores de diseño para compresores.	104
Figura 9.50. Rango de operación de compresores [68].....	104
Figura 9.51. Factores de material para recipientes.....	105
Figura 9.52. Factores de presión para recipientes.....	105
Figura 9.53. Factores de diseño para bandejas.....	106
Figura 9.54. Factores de tipo de bandejas para columnas.....	106
Figura 9.55. Factores de material para bandejas.	106
Figura 9.56. Tabla de valores para los parámetros de las correlaciones de Towler..	107
Figura 9.57. Tabla de valores para los parámetros de las correlaciones de Towler. Pt2	108
Figura 9.58. Tabla de valores para los parámetros de las correlaciones de Towler. Pt3	108
Figura 9.59. Factores de instalación propuestos por Hand (1958).	110
Figura 9.60. Detalles flujo de caja Caso 1) evaluado para metodología de Towler. ..	114
Figura 9.61. Detalles flujo de caja Caso 1) evaluado para metodología de Towler. Pt2	114
Figura 9.62. Detalles flujo de caja Caso 1) evaluado para Aspen.....	114
Figura 9.63. Detalles flujo de caja Caso 1) evaluado para Aspen. Pt2.....	115
Figura 9.64. Detalles flujo de caja Caso 2) evaluado para metodología de Towler. ..	115
Figura 9.65. Detalles flujo de caja Caso 2) evaluado para metodología de Towler. Pt2	115
Figura 9.66. Detalles flujo de caja Caso 2) evaluado para Aspen.....	116

Figura 9.67. Detalles flujo de caja Caso 2) evaluado para Aspen. Pt2	116
Figura 9.68. Detalles flujo de caja Caso 3) evaluado para metodología de Towler. ..	116
Figura 9.69. Detalles flujo de caja Caso 3) evaluado para metodología de Towler. Pt2	117
Figura 9.70. Detalles flujo de caja Caso 3) evaluado para Aspen.....	117
Figura 9.71. Detalles flujo de caja Caso 3) evaluado para Aspen. Pt2	117
Figura 9.72. Detalles flujo de caja Caso 4) evaluado para metodología de Towler. ..	118
Figura 9.73. Detalles flujo de caja Caso 4) evaluado para metodología de Towler. Pt2	118
Figura 9.74. Detalles flujo de caja Caso 4) evaluado para Aspen.....	118
Figura 9.75. Detalles flujo de caja Caso 4) evaluado para Aspen. Pt2	119
Figura 9.76. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para metodología de Towler. ..	119
Figura 9.77. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para metodología de Towler. Pt2	119
Figura 9.78. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para Aspen.....	120
Figura 9.79. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para Aspen. Pt2	120

1. Introducción

Unos de los desafíos más relevantes que enfrenta la humanidad actualmente es mitigar los efectos del cambio climático, provocado principalmente por el uso desmesurado de los combustibles fósiles y sus respectivas emisiones de GEI que conlleva su consumo. Debido a esto, tras la COP 21, se estableció como objetivo mundial la carbono neutralidad para el año 2050, por lo que las matrices energéticas actuales, que se encuentran ampliamente dominadas por los combustibles fósiles, deberán transitar hacia una matriz energética donde las energías renovables se posicionen como una pieza fundamental en la generación y consumo de energía.

En Chile, dentro de las medidas promovidas a nivel país para lograr la carbono neutralidad se encuentra la apertura del mercado del hidrógeno verde. Este hidrógeno verde es el cimiento de las principales políticas públicas para descarbonizar el sector energético mediante sus diversas aplicaciones en la industria energética, química, petroquímica y en transporte. Se ha desarrollado una ambiciosa estrategia nacional para promover su uso y producción a gran escala, aprovechando sus fortalezas a nivel país en los recursos renovables como el potencial solar en la zona norte y el potencial eólico en la zona Austral. Ya que el hidrógeno verde es difícil de almacenar y transportar, surgen como solución los carriers químicos, dentro de los cuales destacan el amoníaco y el metanol.

El metanol ha tomado relevancia a nivel mundial gracias a sus diversos usos en múltiples ramas de la industria productiva, haciendo énfasis en su uso como combustible en barcos y vehículos. En el contexto de la transición energética y el establecimiento de una demanda sostenida de hidrógeno verde, se busca iniciar la producción de metanol verde en la zona de Magallanes, utilizando el dióxido de carbono liberado a la atmósfera por empresas de la zona como Methanex o Enap, en conjunto con el hidrógeno verde, mediante un proceso de producción sustentable.

La implementación del metanol verde a nivel país ya cuenta con la aprobación de estudios de impacto ambiental e incluso ya existe una planta piloto en Magallanes, Haru Oni, del consorcio HIF Global integrado por empresas como Porsche, Siemens y ExxonMobil. En el presente informe se busca estudiar la implementación de esta alternativa de producción verde desde el punto de vista técnico y económico a una pequeña escala industrial, considerando las capacidades de producción en la zona, simulando el proceso en Aspen Plus y realizando un análisis económico para determinar los montos de inversión inicial del proyecto, y los escenarios favorables donde los precios de venta del metanol verde sean competitivos con los precios actuales del mercado del metanol convencional.

2. Objetivos y alcances

2.1. Objetivo general

- Estudiar la factibilidad técnica y económica de producir metanol verde a partir de hidrógeno verde en la zona austral de Chile utilizando el simulador Aspen Plus.

2.2. Objetivos específicos

- Realizar un estudio bibliográfico sobre estado del arte del metanol verde.
- Desarrollar modelo de simulación de proceso para la producción de metanol verde utilizando hidrógeno verde en Aspen Plus.
- Realizar estudio de mercado para uso de hidrógeno verde en producción de metanol verde en zona austral de Chile.
- Realizar un análisis técnico al proceso de producción de metanol verde simulado en Aspen Plus.
- Realizar una evaluación económica del proceso de producción de metanol verde.

2.3. Alcances

- El estudio estará limitado a la información que se encuentre disponible en la base de datos de la Universidad de Concepción y documentos públicos de la red.
- Este trabajo no considerará la producción de hidrógeno verde ni de dióxido de carbono puro en la simulación y el proyecto. En cambio, se supone una alimentación continua de la materia prima suministrada por proveedores.
- Los análisis económicos realizados en este trabajo utilizarán datos económicos basados en el mercado nacional actual, y cuando corresponda, en proyecciones revisadas en la literatura para el mercado nacional futuro.
- El análisis técnico estará limitado por las capacidades y limitaciones del simulador Aspen Plus (V11) proporcionado por la Universidad de Concepción.

3. Marco teórico

3.1. Contexto Energético

En el contexto actual mundial el rol de la energía es protagónico debido a su constante y creciente demanda para abastecer a toda la población. También, es importante por su calidad y eficiencia en materia de contaminación, por lo que la fuente de donde proviene esta energía es aún más relevante si tomamos en cuenta el inminente proceso de cambio climático. La Figura 3.1 ((IEA), 2021) representa el consumo energético total según fuente de origen en EJ (ExaJoule). En el gráfico de la izquierda se representa el consumo para el año 1973 y en la derecha para el 2019. Es notorio ver que con el paso del tiempo el consumo de carbón y combustible ha disminuido en intensidad para dar paso a la electricidad, pero, por otro lado, el uso de biocombustibles y desechos reutilizables también disminuyó cuando la lógica indicaría lo contrario.

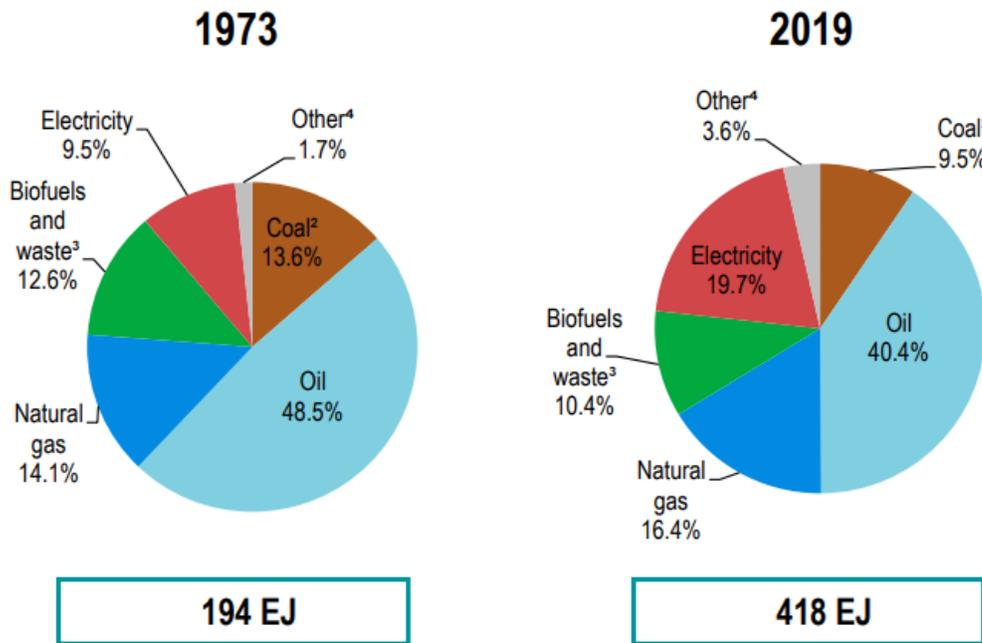


Figura 3.1. Consumo energético mundial según fuente de origen en EJ [1].

A pesar de las adversidades provocadas por la pandemia del Covid-19 y el aumento en los precios de los componentes de la energía eólica y solar, la capacidad instalada mundial de energías renovables aumento un 11% en 2021 alcanzando el valor de 3.146 GW [2].

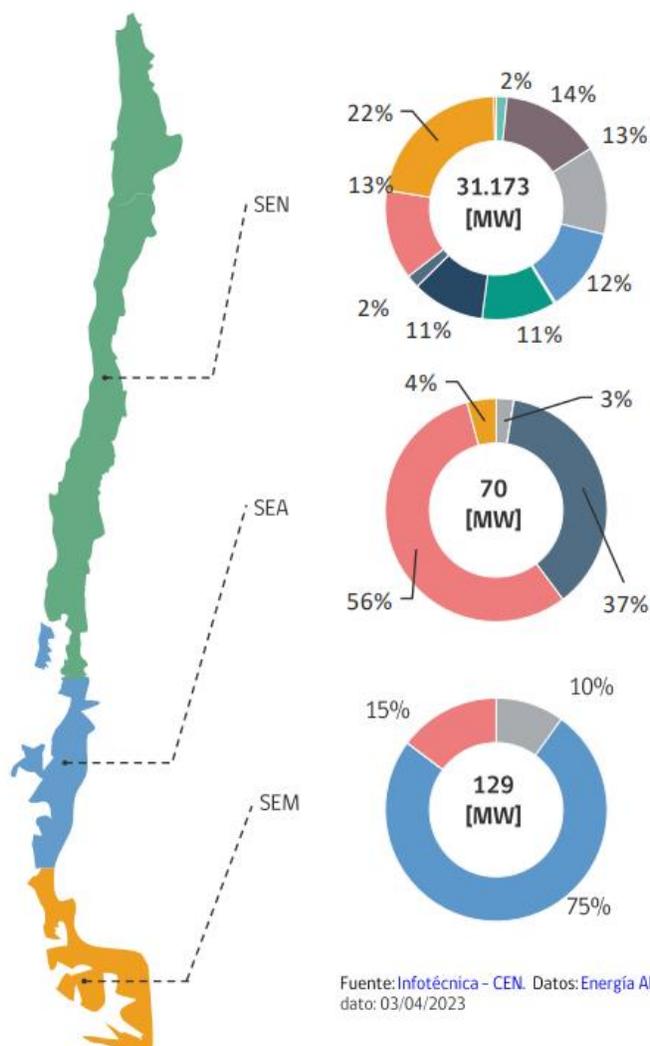
En 2021, China se convirtió en el primer país en superar 1 TW de capacidad de energía renovable instalada. Su capacidad total instalada de energías renovables aumentó en 136 GW durante el año, lo que representa alrededor del 43% de las adiciones mundiales. Las energías renovables generaron el 28,3% de la electricidad mundial en 2021, similar a los niveles de 2020 (28,5%) y superior al 20,4% de 2011. A

pesar del progreso de las energías renovables en el sector eléctrico, el aumento de la demanda energética mundial se cubrió principalmente con combustibles fósiles [2].

3.1.1. Energías Renovables No Convencionales en Chile

El consumo de energía en Chile está regido, en su mayoría, por la demanda de grandes industrias sumado al uso de los hogares de millones de familias. La matriz energética que alimenta estas grandes demandas está dividida de la siguiente forma, representada mediante la Figura 3.2 [3].

Capacidad instalada neta por tecnología



Capacidad instalada neta por sistema

Sistema	Capacidad [MW]	Capacidad [%]
SEN	31.173	99,4%
SEA	69,79	0,2%
SEM	129,32	0,4%
Total	31.372	100%

Fuente: Infotécnica - CEN. Datos: Energía Abierta.

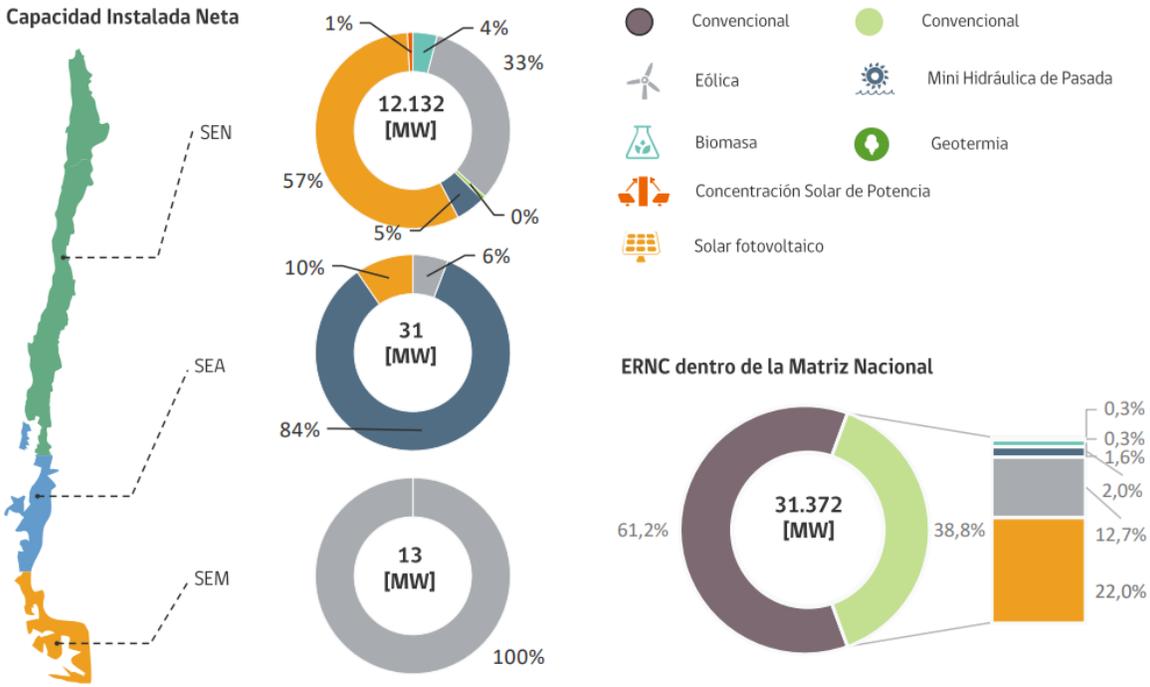
- Eólica
- Diésel
- Carbón
- Biomasa
- Gas Natural
- Concentración Solar de Potencia
- Solar fotovoltaico
- Hidráulica de Pasada
- Hidráulica de Embalse
- Mini Hidráulica de Pasada
- Geotermia

Figura 3.2. Matriz energética Chile. Obtenida de Energía Abierta CEN [3].

El Sistema Eléctrico Nacional (SEN) está compuesto por los antiguos sistemas Interconectado Central (SIC) e Interconectado del Norte Grande (SING), abarcando desde la región de Arica y Parinacota hasta la región de Aysén. El Sistema Eléctrico de Aysén (SEA) es el que alimenta esa región y de forma análoga pasa con el Sistema Eléctrico de Magallanes (SEM).

La capacidad instalada neta a nivel nacional a la fecha de abril 2023 es de 31.372 MW, donde casi la totalidad es aportada por el SEN con un 99,4%, dividiéndose el resto entre SEA y SEM.

De estos 31.372 MW, la capacidad instalada neta de generación eléctrica en base a tecnologías ERNC asciende a un total de 12.176 MW, representando un 38,8% de la capacidad total de la matriz energética nacional. La mayoría de estas tecnologías se encuentra en el SEN sumando un total de 12.132 MW, con una predominancia del panel solar fotovoltaico. Solo 31 MW pertenecientes al SEA y 13 MW pertenecientes al SEM son los restantes [4].



Fuente: Infotécnica- CEN Datos: Energía Abierta Blockchain: Certificado. Fecha último dato: 03/04/2023

5

Figura 3.3. ERNC en Matriz energética de Chile. Obtenida de CEN [4].

Aunque las fuentes de ERNC estén bordeando un 40% en abastecimiento, se requiere avanzar en mayor grado en base a los desafíos planteados a nivel país para el año 2050. La necesidad de un mayor énfasis en las fuentes de ERNC en el escenario energético nacional queda en evidencia con los 109 proyectos en etapa de calificación dentro del Sistema de Evaluación de Impacto Ambiental (SEIA). En su conjunto estos proyectos suman 11.042 MW entre 19 parques eólicos y 88 parques solares fotovoltaicos, significando una inversión total de 12.093 MMUSD [4].

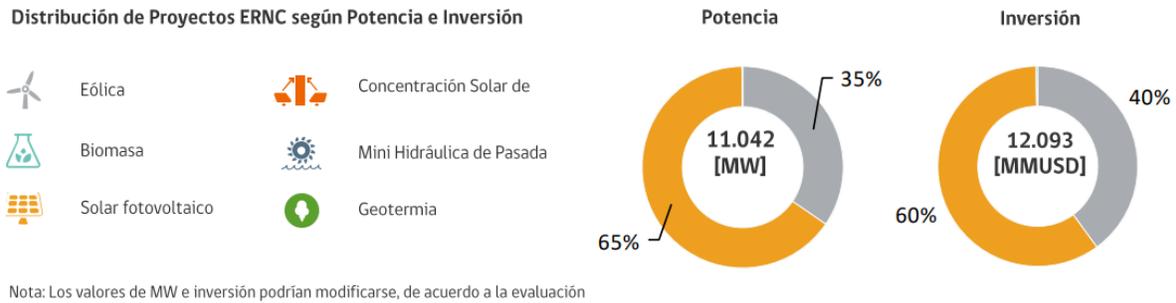


Figura 3.4. Proyectos en evaluación ambiental [4].

Los costos para producir electricidad a partir de ERNC pueden variar según el tipo de tecnología que se utilice, así lo detalla el documento “Estrategia nacional de hidrógeno verde” del Ministerio de Energía de Chile [5]. En este documento se encuentra una proyección a largo plazo realizada por McKinsey & Company para el costo nivelado de electricidad renovable producida por dos plantas solares fotovoltaicas, una en la región de Antofagasta y otra en la Metropolitana, y una eólica on-shore o en tierra (a diferencia de la off-shore que es en mar) para la región de Magallanes. Esta última, que es la zona de interés, se estima que tenga un costo aproximado de 23 USD/MWh para el año 2025.

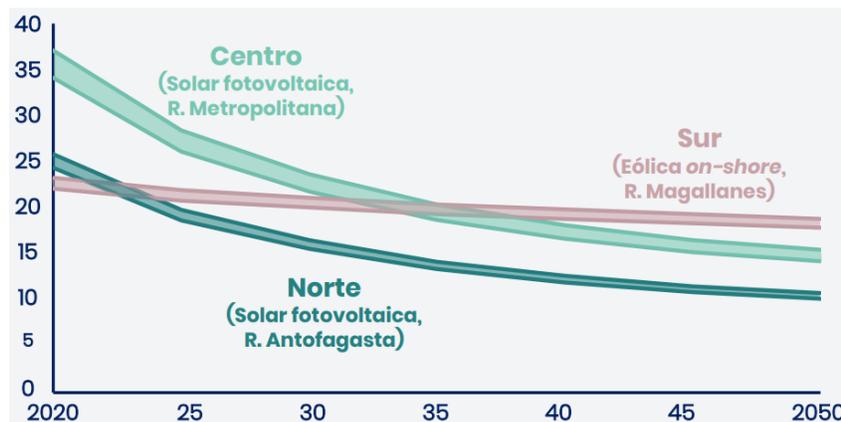


Figura 3.5. Costo nivelado de electricidad renovable en USD/MWh [5].

En relación con los precios actuales que tiene la electricidad renovable producida por ERNC, se tienen los resultados del proceso de licitación de energía para clientes regulados realizada el año 2017/01 analizados por ACERA [6]. Es posible verificar valores de precios nivelados promedio de forma individual para las siguientes tecnologías: generación solar fotovoltaica 32,5 USD/MWh; eólica 42,7 USD/MWh; y la Solar CSP 48 USD/MWh [6].

3.1.2. Potencial eólico en la zona de Magallanes

Gracias a sus fuertes vientos la región de Magallanes siempre ha sido foco para posibles instalaciones de plantas productoras de ERNC. Los vientos del extremo austral soplan con la misma energía en tierra que mar adentro, por lo que, turbinas eólicas de 120 metros de altura pueden alcanzar factores de planta sobre 60% en

tierra, equivalente a turbinas off-shore en otros países [5]. La región posee uno de los mejores recursos eólicos a nivel nacional, alcanzando un potencial estimado de 126.000 MW. Este potencial se encuentra distribuido principalmente en la Isla Grande de Tierra del Fuego, concentrando cerca del 41% de la capacidad eólica regional y con un factor de planta promedio de 50%, esto en un radio menor a 100 km desde la ciudad de Punta Arenas [13].

Con el propósito de aprovechar esta oportunidad de generar electricidad a partir de energías renovables, se han puesto en marcha varios proyectos en la zona. En la Tabla 3.1 se muestran los distintos proyectos presentes en la zona con su respectiva capacidad de potencia de aerogenerador. El que más destaca en la actualidad es el proyecto Haru Oni que a partir de CO₂ y H₂ verde (obtenido mediante electrólisis alimentada por aerogeneradores) produce e-metanol el que finalmente se convierte en e-gasolina.

También destaca el proyecto Faro del Sur, el más grande de la región con una capacidad de 325 MW y una inversión de 500 MMUSD, el cual finalmente fue desistido.

Tabla 3.1. Centrales eólicas en la zona de Magallanes [7]. [AceraChile](#)

Proyecto	Ubicación	Estado	Tecnología	Potencia Neta
Cabo Negro Pecket Energy	Cabo Negro, Magallanes	Operación	Eólica	2,6 MW
Viento Patagónicos ENAP	Cabo Negro, Magallanes	Operación	Eólica	10,3 MW
Parque Eólico Faro del Sur	Magallanes	Desistido	Eólica + H ₂	325 MW
Proyecto piloto Haru Oni	15Km Norte Cabo Negro	Preparación	Eólica + H ₂	3,4 MW

3.2. Hidrógeno verde

3.2.1. Antecedentes del Hidrógeno

El hidrógeno es el elemento más abundante en el universo, constituyendo aproximadamente el 75% de la materia. Generalmente, se encuentra combinado con otro elemento: se combina con oxígeno formando moléculas de agua, o con carbono formando compuestos orgánicos [8]. Debido a su reactividad, sólo existe en la tierra en compuestos como el agua y materiales orgánicos como hidrocarburos y minerales. Es un gas incoloro, inodoro, insípido e inflamable que sólo puede ser detectado por sensores específicos o reacciones típicas [9]. Como no se encuentra de forma libre en la Tierra, no es un recurso natural, es decir, hay que producirlo al igual como sucede con la electricidad, motivo por el cual se suele decir que el hidrógeno es un vector energético [10].

El hidrógeno, además de su importancia en el sector energético, se utiliza como materia prima en la industria química para la producción de compuestos como el amoníaco, metanol, peróxido de hidrógeno, polímeros y disolventes. También se utiliza para hidrogenar grasas y aceites, en la producción de vitaminas, procesos químicos y

otros productos farmacéuticos. Por último, tiene otros usos como ambiente inerte o reductor en la industria petroquímica para el tratamiento de metales, refinería, aceros, fabricación de vidrio y soldadura [22].

En comparación con otros combustibles como el diésel o el metanol, el hidrógeno posee una mayor densidad energética por unidad de masa, como lo representa el gráfico de la izquierda en la Figura 3.6, haciéndolo atractivo como combustible para su uso en el transporte. Sin embargo, presenta una baja densidad energética por unidad de volumen, como representa el gráfico de la derecha. En otras palabras, se necesita mover mayores volúmenes de hidrógeno para satisfacer demandas energéticas idénticas a la de otros combustibles [11]. Es por esto último, que se puede ahorrar una gran cantidad de energía envasando químicamente el hidrógeno en carriers como el amoníaco o el metanol.

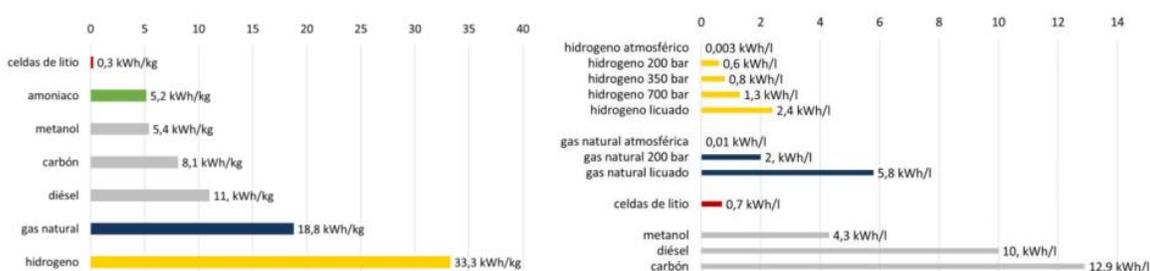


Figura 3.6. Densidades energéticas gravimétricas (kWh/kg) y densidades energéticas volumétricas (kWh/l) en comparación, grafico izquierda y derecha respectivamente [11].

Actualmente, el hidrógeno es almacenado como gas comprimido en estanques o estructuras de acero inoxidable. Sin embargo, debido a su baja densidad energética volumétrica en comparación con los combustibles mencionados, requiere el desarrollo de avanzados métodos de almacenamiento que mejoren su densidad. Esto ha fomentado la investigación de mecanismos de almacenamiento como el uso de la licuefacción, la ya mencionada exploración de portadores químicos (carriers) y el almacenamiento en materiales sólidos por absorción o adsorción. En la Figura 3.7 [12] se detalla el mecanismo de almacenamiento con sus respectivos rangos de presión y temperatura para diferentes volúmenes de escala.

Generalmente el hidrógeno no es producido en el lugar de uso final, por lo que una red optima y eficiente para su transporte y distribución es esencial. La Figura 3.8 [12] detalla las condiciones según distancia a recorrer.

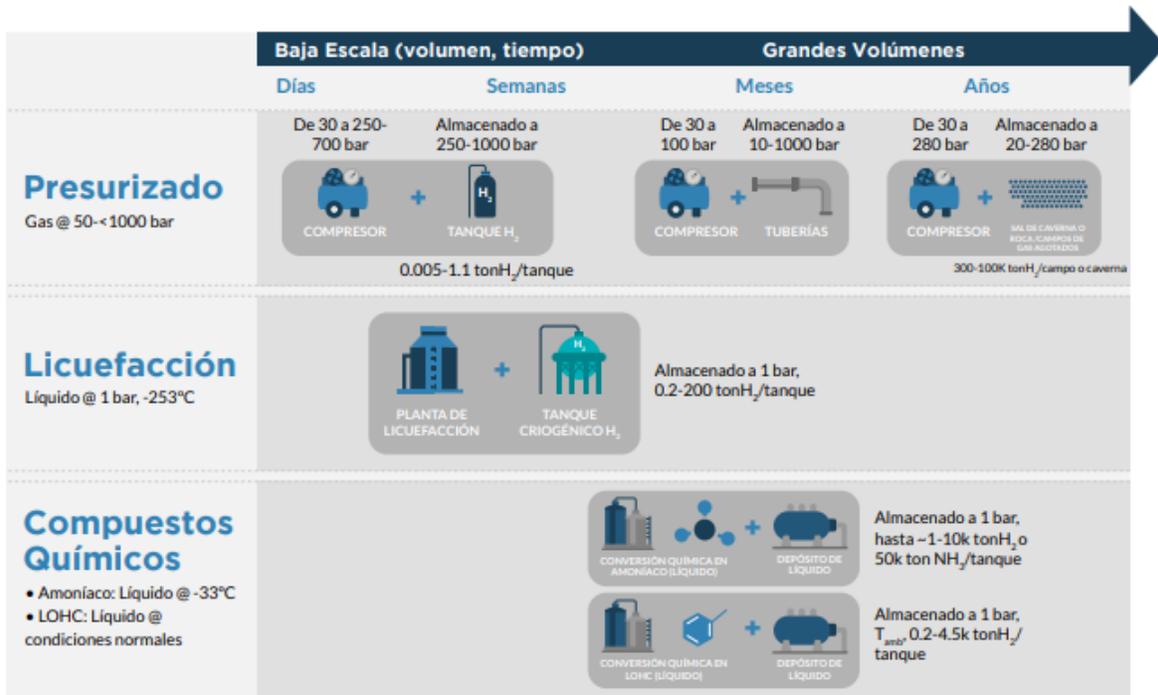


Figura 3.7. Mecanismos de almacenamiento de hidrógeno para diferentes condiciones [12].



Figura 3.8. Mecanismos de transporte de hidrógeno según distancia a recorrer [12].

Como fue mencionado anteriormente, el hidrógeno tiene múltiples usos gracias a que es versátil, limpio y un portador de energía en varios sectores productivos. No obstante, también es relevante el proceso productivo para obtener dicho hidrógeno. Debido a esto, se clasifica según sus diversos procesos productivos y fuentes de origen. Para facilitar su clasificación, se utiliza una nomenclatura de códigos de colores con la

finalidad de calificar su impacto en la producción de gases de efecto invernadero (GEI). La Figura 3.9 [8] muestra la nomenclatura típica utilizada, clasificándolos en 4 tipos: hidrógeno gris, que utiliza como fuente de origen el gas natural o el carbón mediante el proceso SMR o gasificación; hidrógeno azul que es igual al gris, pero utilizando tecnología de almacenamiento y captura de CO₂; hidrógeno turquesa, mediante gas y pirolisis; hidrógeno verde, obtenido mediante electrólisis del agua usando electricidad obtenida de ERNC.

Color	GREY HYDROGEN	BLUE HYDROGEN	TURQUOISE HYDROGEN*	GREEN HYDROGEN
Process	SMR or gasification	SMR or gasification with carbon capture (85-95%)	Pyrolysis	Electrolysis
Source	Methane or coal 	Methane or coal 	Methane 	Renewable electricity 

Figura 3.9. Nomenclatura de códigos para el hidrógeno [8].

La producción de hidrógeno para el año 2020 se basó, principalmente, en gas natural y carbón, conformando un 95% de la producción. La electrólisis produjo alrededor del 5% del hidrógeno mundial, como subproducto de la producción de cloro [8]. El proceso productivo de interés es el hidrógeno verde, ya que promueve una transición energética sustentable debido a su fuente de origen, que son energías renovables, y su nula emisión de GEI solo produciendo O₂ como subproducto. También se mencionará tangencialmente el hidrogeno azul y su importancia a nivel mundial debido al uso de tecnología de almacenamiento y captura de CO₂, o como se le conoce por sus siglas en ingles CCUS (Carbon Capture, Utilisation and Storage).

3.2.2. Producción Hidrógeno verde

La electrólisis es un proceso electroquímico mediante el cual, a partir de electricidad, se obtiene hidrógeno y oxígeno a través de la descomposición de la molécula de agua. Se trata de un método de producción de hidrógeno de manera sustentable, siempre y cuando la energía eléctrica que se utilice sea producida a partir de fuentes renovables, como lo es la energía eólica. Su producción ocurre en un dispositivo electroquímico llamado electrolizador, conformado por un cátodo y un ánodo que separan las moléculas de agua en hidrógeno y oxígeno mediante la aplicación de corriente eléctrica [14].

La reacción que describe el proceso es la Ec. (1):



Los electrolizadores son típicamente divididos en 4 tecnologías principales: Los electrolizadores alcalinos (AE), la membrana de intercambio de protones (PEM), las celdas óxido sólido (SOEC) y la membrana de intercambio de aniones (AEM). Estas dos últimas presentan un gran potencial, pero se encuentran aún en etapa de investigación y desarrollo (R&D). La importancia del proceso radica en la eficiencia de los electrolizadores para separar la molécula de agua. La siguiente Figura 3.10 [10] muestra las principales características de las tecnologías mencionadas, exceptuando la AEM.

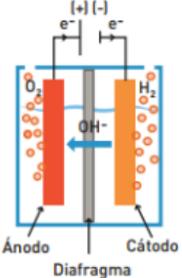
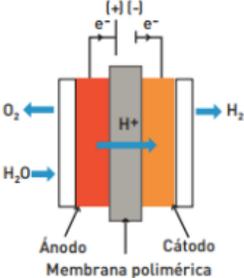
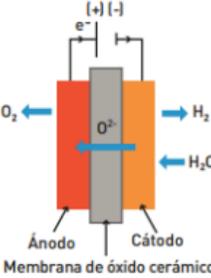
	ELECTRÓLISIS ALCALINA	ELECTRÓLISIS PEM	ELECTRÓLISIS SOEC
Temperatura (°C)	60 - 85	40 - 80	800 - 1000
Presión (bar)	< 30	< 35	1 - 5
Consumo energético. (kWh/Nm ³ de H ₂)	4.3 - 5.0	4.2 - 4.7	3.2 - 3.7
Costo (€/kW)	1000 - 1500	1500 - 2000	Prototipos
Eficiencia global	60 - 70 %	70 - 80 %	85 - 95 %
Vida útil (horas)	> 100000	10000 - 50000	En investigación
Ventajas	Tecnología bien probada y desarrollada comercialmente. Es el tipo de electrólisis de mayor durabilidad y menor costo	Electrolito sólido. Alta presión de los gases de salida. Puede trabajar a elevadas densidades de corriente	Electrolito sólido. Alta presión de los gases de salida. Bajo consumo de electricidad. Menor exigencia en la calidad del agua.
Inconvenientes	Electrolito líquido corrosivo. Baja presión de los gases de salida y necesario una etapa de purificación posterior del H ₂	Elevados costos de los catalizadores y de las membranas. Gran exigencia en el agua de alimentación	Limitada vida debido a los ciclos térmicos. Limitaciones en las aplicaciones debido a las temperaturas de operación
Esquema			

Figura 3.10. Comparación de las diferentes tecnologías para la electrólisis del agua [10].

Las tecnologías principalmente utilizadas son la alcalina y la PEM. Estas difieren en varios puntos, pero principalmente en el electrolito. Mientras los electrolizadores alcalinos utilizan un electrolito líquido de hidróxido de potasio (KOH), los electrolizadores PEM no requieren de ningún electrolito líquido ya que utilizan una membrana [15]. La Tabla 3.2 muestra las principales ventajas y desventajas de ambas tecnologías.

Tabla 3.2. Ventajas y desventajas tecnologías AE y PEM [16].

Electrolizador	Ventajas	Desventajas
Alcalino	Tecnología establecida Costos de inversión más bajos Mayor capacidad de producción Alta eficiencia para uso comercial	Tamaño y complejidad del sistema Bajo rango de carga parcial Baja presión de operación Baja flexibilidad operativa
PEM	Mas pequeño, flexible y modular Buena capacidad de carga parcial Alta presión de operación	Elevados costos de inversión Gran exigencia de agua alimentación Falta desarrollo a escala industrial

En comparación con los AE, uno de los aspectos más preponderantes de los electrolizadores PEM es su flexibilidad operativa, la cual les permite adaptarse rápidamente a las fluctuaciones en la alimentación de la red, aumentando o reduciendo su producción en minutos o incluso segundos. Esto tiene especial relevancia cuando los equipos son conectados a un suministro de electricidad variable, como puede ser la alimentación constante de electricidad de la red (“on grid”) o la alimentación directa de parques solares o eólicos (“off grid”) [17].

3.2.3. Mercado y economía del Hidrógeno verde

El hidrógeno es un actor importante en la economía mundial. El mercado actual del hidrógeno está valorado en 120.000-140.000 MMUSD/año y está dominado principalmente por usos químicos, siendo el principal la producción de amoníaco. Con la masificación del hidrógeno para múltiples usos, se espera que su mercado crezca 10 veces el tamaño actual, valorándose en 1.500-2.000 BUSD/año para el 2050 [12].

En 2021, la producción mundial total fue de 94 millones de toneladas de hidrógeno (94 Mt H₂), presentando un aumento del 5% respecto al año anterior y en comparación con las 91 Mt de 2019 (nivel prepandémico). Esta producción conto con emisiones asociadas de más de 900 Mt de CO₂. El gas natural sin CCUS es la ruta principal y representó el 62% de la producción de hidrógeno en 2021. La producción de hidrógeno a partir del carbón representó el 19%, dándose principalmente en China. También se obtiene hidrógeno como subproducto del reformado en refinerías con un 18%. El resto lo conforman cantidades limitadas: 0,7% mediante el uso de petróleo, 0,7% producción con bajas emisiones casi todas a partir de combustibles fósiles con CCUS, y con sólo 35 mil toneladas (35 kt H₂) H₂ verde producido mediante electrólisis representando un 0,04% del total. La cantidad de hidrógeno verde, aunque es muy pequeña, aumentó casi un 20% en comparación con 2020, lo que demuestra la creciente irrupción de los electrolizadores. Todo lo anteriormente mencionado está graficado en la Figura 3.11 [18].

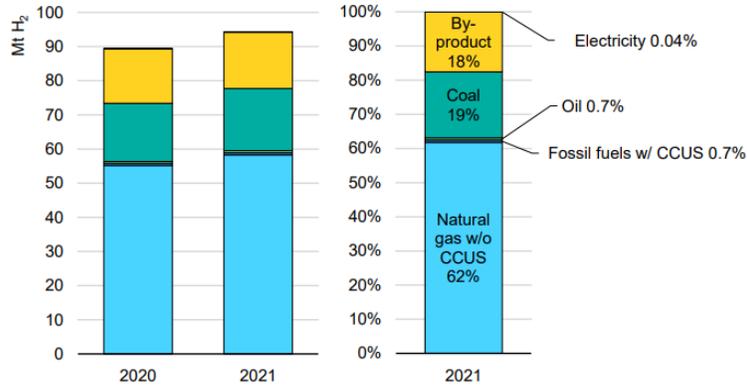


Figura 3.11. Producción de hidrógeno y fuentes de origen en Mt [18].

China es el mayor consumidor mundial, con una demanda en 2021 de unos 28 Mt de H₂, un 5% más que en 2020. Estados Unidos es el segundo y Oriente Medio el tercer mayor consumidor, con alrededor de 12 Mt H₂ cada uno, con una demanda en 2021 que aumentó un 8% y un 11% respectivamente respecto a 2020 [18].

La mayor parte de la producción de H₂ se produjo a partir de combustibles fósiles, aspecto que no contribuye a mitigar el cambio climático. Existen diversos factores que explican por qué la mayor parte de la demanda es cubierta por combustibles fósiles, pero el más importante es el costo. Hoy en día, el hidrógeno renovable producido a partir de electrólisis es 2 a 3 veces superior que el obtenido a partir de reformado de metano con vapor (SMR), teniendo un valor de 5,5 y 1,8 USD/kg respectivamente (ver Figura 3.12) [12]. Sin embargo, dentro de cinco a diez años, impulsados por fuertes reducciones en el gasto de capital de electrolizadores de alrededor del 70% al 80% y la caída de los costos nivelados de energías renovables, los costos del hidrógeno verde podrían disminuir a 1-1,5 USD/kg aprox. en ubicaciones óptimas y a 2-3 USD/kg aprox. en condiciones promedio [19].

A nivel mundial, el sector ha anunciado más de 1.000 propuestas de proyectos a gran escala hasta finales de enero de 2023, compuesto por propuestas verdes y otras que no. Del total, 795 tienen como objetivo su puesta en marcha total o parcial hasta 2030 y representan un total de 320.000 MMUSD en inversiones. Europa sigue siendo el líder mundial en propuestas de proyectos de hidrógeno, con la mayor inversión (117.000 MMUSD). América Latina y América del Norte siguen a Europa, representando cada una casi un 15% de las inversiones anunciadas [21].

Además, la introducción de los impuestos de carbono para las emisiones relacionadas con la producción de hidrógeno gris podría influir en gran medida, disminuyendo la brecha de costos entre el hidrógeno verde y el gris. Si se supone un costo de carbono agregado aproximado de 50 USD/t CO_{2eq} para 2030, de 150 USD/t CO_{2eq} para 2040 y de 300 USD/t CO_{2eq} para 2050, se podría adelantar el punto de equilibrio más temprano para el hidrógeno renovable a un periodo entre los años 2028-2034, donde el año exacto dependerá de la disponibilidad de los recursos locales [20]. Asumiendo un impuesto al carbono de 100 USD/t CO_{2eq}, el hidrogeno gris alcanzaría un valor de 3,0 USD/kg.

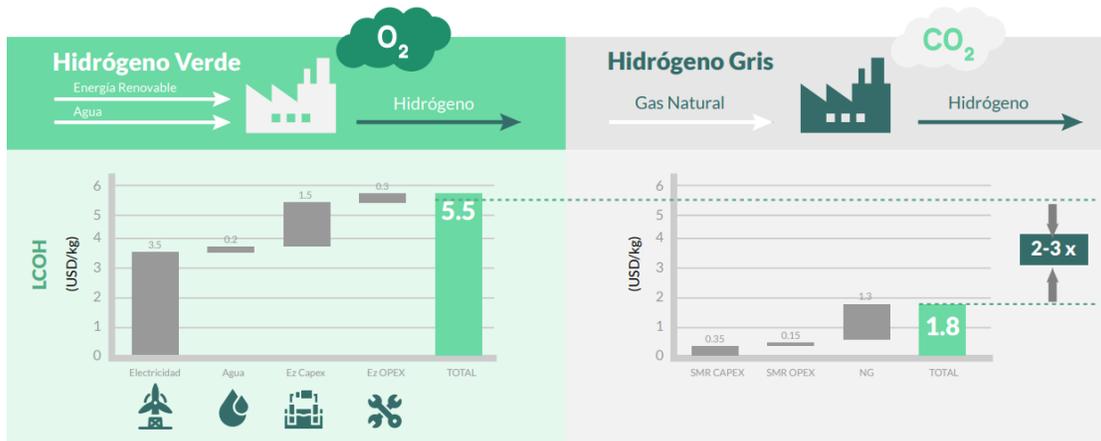


Figura 3.12. Brecha de costo entre hidrógeno verde y gris en USD/kg [12].

3.2.4. Situación del Hidrógeno verde en el mundo

A escala mundial existen 112 propuestas de proyectos de giga-escala (más de 1 GW de electrólisis para el suministro de hidrógeno verde o más de 200.000 kt anuales de hidrógeno azul o bajo en carbono) que requieren 150.000 MMUSD de inversión hasta 2030. De estas 112 propuestas, 91 son renovables y 21 de hidrógeno bajo en carbono. Las empresas han anunciado planes de producción de 38 Mt anuales de hidrógeno limpio en todo el mundo para 2030, entre hidrógeno verde y azul, de las cuales aproximadamente la mitad se encuentra en fase de planificación o ha comprometido capital. De estas 38 Mt anuales, 25 Mt anuales corresponden a hidrógeno renovable y el resto a hidrógeno azul [21]. Todo lo anteriormente mencionado se encuentra representado en la Figura 3.13.

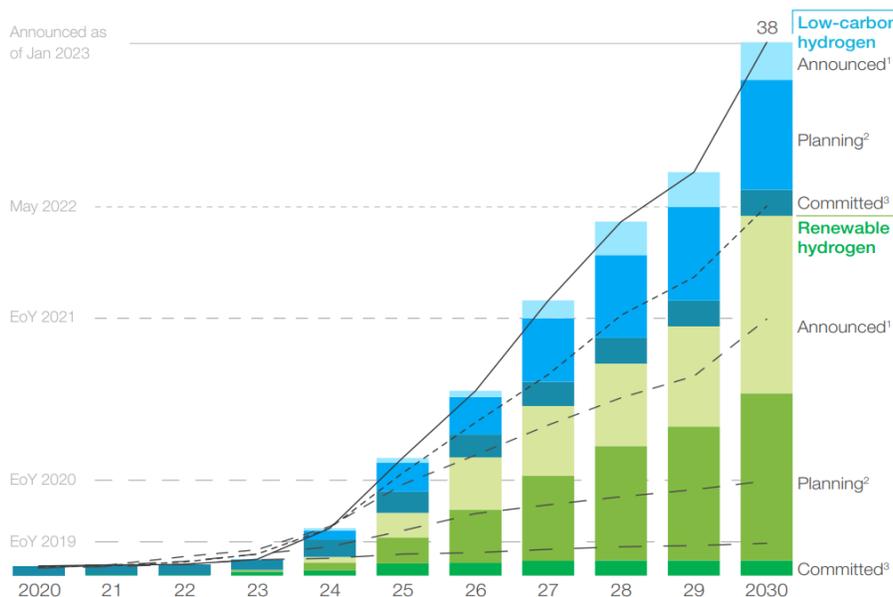


Figura 3.13. Capacidad de producción acumulada anunciada en Mt anuales [21].

Todas las regiones muestran un crecimiento en el suministro de hidrógeno verde para el año 2030. En particular, el continente africano ha anunciado una nueva capacidad significativa de más del 200%, al igual que Oriente Medio donde los volúmenes anunciados son más del doble. Sin embargo, Europa y Norteamérica siguen siendo los mayores mercados de suministro de hidrógeno, con 13 Mt anuales y 9 Mt anuales, respectivamente [21].

En Norteamérica, más del 70% de la capacidad anunciada es de hidrógeno azul, lo que supone un menor coste para el usuario final. Lo anterior, debido a que los desarrolladores en Estados Unidos han recibido créditos fiscales por usar CCUS. Además, el hidrógeno bajo en carbono requiere menos inversión de capital, entre 2.500-3.500 MMUSD/Mt, frente a los 4.500-7.000 MMUSD/Mt del hidrógeno verde. Esto podría explicar la mayor implementación de un sistema en vez del otro.

La implementación en la capacidad de electrólisis creció un 30% a finales de año comparando 2022 frente a 2021, alcanzando los 700 MW. La capacidad instalada equivale a unas 90 kt anuales de suministro de hidrógeno verde o aproximadamente el 10 % de la capacidad instalada de producción limpia en el mundo. En la actualidad, la mayor capacidad implementada se encuentra en China con unos 300 MW, seguida de Europa con 180 MW, 80 MW en Norte América y 140 MW en el resto del mundo [21].

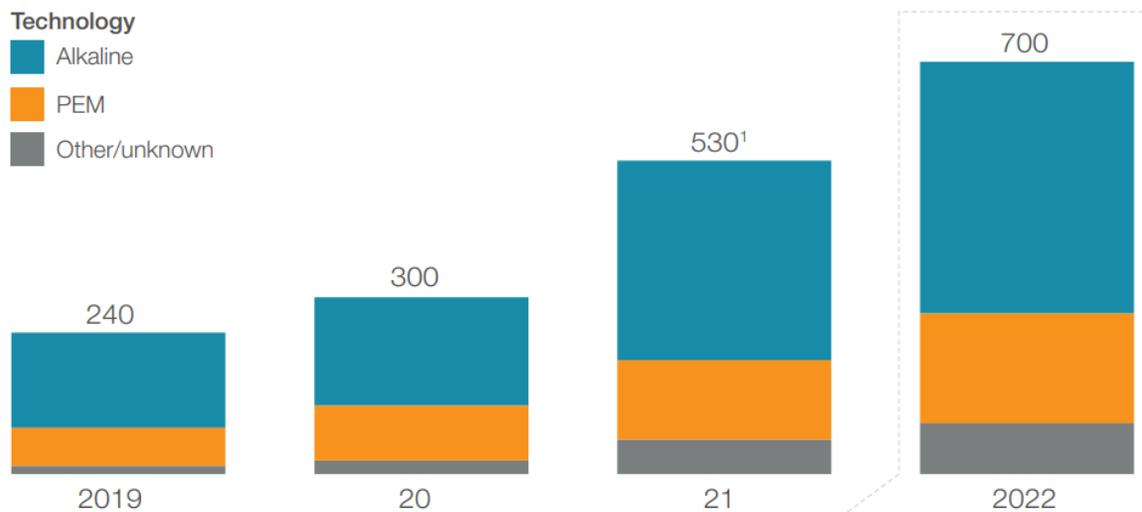


Figura 3.14. Capacidad mundial acumulada de electrólisis instalada en MW [21].

La repartición de las tecnologías alcalina, PEM y de otros electrolizadores se ha mantenido relativamente estable en los últimos dos años, con la tecnología AE representando alrededor del 60%, seguida de PEM con casi un 30% (ver Figura 3.14 [21]). En China, el mercado más grande, la mayor parte de la capacidad de electrólisis desplegada es de tecnología alcalina, mientras que la cuota de la tecnología PEM es mayor en Europa y Norteamérica.

Los datos también revelan que el desarrollo e implementación de proyectos puede llevar más tiempo del estimado inicialmente. Por ejemplo, en octubre de 2021 la industria había anunciado una implementación acumulada de casi 6 GW de hidrógeno

verde para finales de 2022, mientras que el despliegue real en enero de 2023 era de sólo 700 MW. Los próximos tres a cinco años representan un importante reto de ampliación [21]. Para 2030, 38 Mt anuales son aproximadamente la mitad de lo que se necesita para alcanzar un escenario neto cero (75 Mt anuales en 2030). Cerrar esta brecha es todo un reto, ya que los proyectos de hidrógeno renovable se enfrentan a la lentitud de los permisos, el suministro de electrolizadores, paneles solares, turbinas eólicas y las limitaciones de capacidad.

3.2.5. Situación del Hidrógeno verde en Chile

Chile gracias a su enorme potencial en diversas fuentes de ERNC a lo largo del país, tiene una ventaja comparativa muy alta en cuanto a otros países, ya que los precios de producción son relativamente bajos, sobre todo en la energía solar debido a su alta radiación, y del recurso eólico debido a atractivas ubicaciones costeras con potentes ráfagas de viento. Esto permite que Chile se pueda convertir en un productor de hidrógeno verde a gran escala, para así descarbonizar su propia matriz energética y volverse menos dependiente de la importación de combustibles fósiles, y a su vez, proveer hidrógeno a países como por ejemplo Japón, cuya demanda por este vector energético ya está planificada [23].

El documento “Estrategia nacional de hidrógeno verde” [5] publicado por el Ministerio de Energía de Chile el año 2020, presenta un gráfico que compara el costo nivelado para la producción de hidrógeno verde (en USD/kg H₂) para la zona Norte, Centro y Sur de nuestro país, como lo representa la Figura 3.15. En este gráfico es posible ver una proyección para el año 2030, donde la producción de hidrógeno verde en la zona Sur y Norte del país tendrán un valor de 1,3 y 1,4 USD/kg H₂ respectivamente.



Figura 3.15. Costo nivelado producción de hidrógeno verde por zona en Chile en USD/kg [5].

Estos valores, según la proyección realizada por McKinsey & Company, reflejan que el hidrógeno verde producido en el desierto de Atacama y en la Región de Magallanes tendría el costo nivelado de producción más bajo del mundo al 2030, habilitando una producción competitiva a gran escala. En la Figura 3.16 se comparan los precios de los

países que serán competitivos en la producción de hidrógeno verde para el año 2030. En esta comparación no se consideran costos de compresión, transporte y distribución, los que varían según la aplicación final.

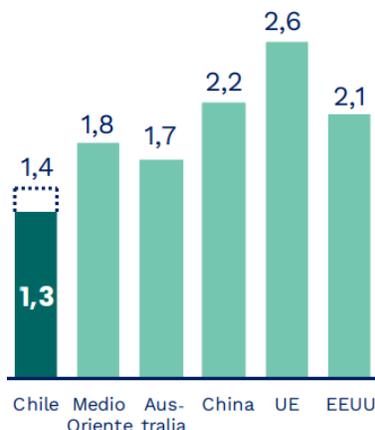


Figura 3.16. Costo nivelado producción de hidrógeno verde en el mundo en USD/kg [5].

En Chile, según estimaciones del informe final para el desarrollo del mercado del hidrógeno verde, la producción de hidrógeno para el año 2019 asciende a unos 58.500 t/año. Los principales consumidores de hidrógeno son las refinerías de petróleo ENAP Aconcagua y Bío Bío. Estas utilizan hidrógeno en sus procesos de hidrotratamiento con el objetivo de producir combustibles libres de azufre. La capacidad de producción entre ambas plantas es de alrededor de 72.000 Nm³/h y representa el 92,9% de la producción nacional (ver Figura 3.17 [11]). El resto del hidrógeno producido es utilizado en aplicaciones de menor escala en la industria de alimentos y metalurgia (1,7%) y para la fabricación de vidrios planos en Lirquén (0,2%). Por último, el hidrógeno by-product de la producción de clorato de sodio, producido por la empresa Eka Chile en Talcahuano, representa el 5,1% del mercado [11].

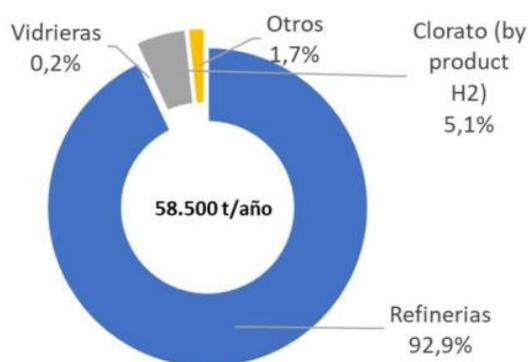


Figura 3.17. Demanda de hidrógeno en Chile 2019 [11].

En cuanto a proyecciones, el informe estima un potencial de hidrógeno verde de 325.615 t/año hasta el período 2030/2035. Se considera reemplazar el 100% del hidrógeno producido por ENAP, y la importación de derivados del hidrógeno como el amoníaco (ver Figura 3.18 [11]). Además, toma en cuenta nuevas aplicaciones para el

hidrógeno en el sector del transporte y la energía. En el sector del transporte se planea utilizar hidrógeno verde como combustible en buses y camiones, mediante combustión dual y/o celdas de combustibles. En el sector energético, se estima que el 6% del gas natural podría ser reemplazado por hidrógeno verde en la generación eléctrica y térmica [11].

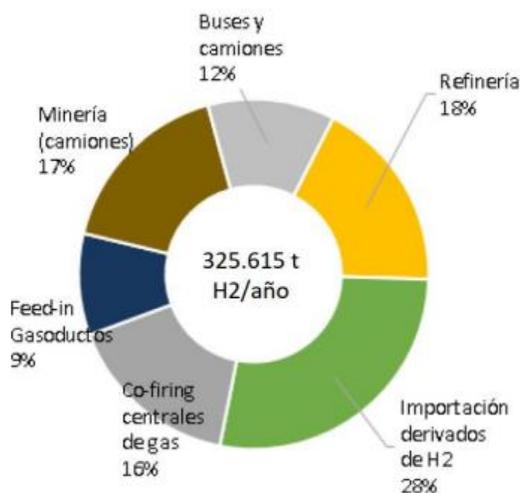


Figura 3.18. Demanda potencial de hidrógeno verde en Chile hasta 2030/35 [11].

El año 2017 se inició la producción de hidrógeno verde en el país en la planta geotérmica Cerro Pabellón, creada en cooperación entre Enel Green Power y ENAP. La finalidad era energizar de manera continua e ininterrumpida la planta de tratamiento de agua, reemplazando el Diesel que se utilizaba con anterioridad. Además, hoy en día se encuentra en funcionamiento la planta Haru Oni en Magallanes, que también produce hidrógeno verde el que es posteriormente utilizado para fabricar e-gasolina.

3.3. Metanol verde

3.3.1. Antecedentes del Metanol

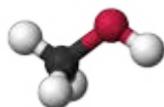
El metanol, también conocido como alcohol metílico o alcohol de madera, es el alcohol más sencillo, constituido solamente por un grupo metilo unido al grupo funcional hidroxilo. Su fórmula empírica es CH_4O , aunque habitualmente se le denomina por su fórmula desarrollada, CH_3OH , para hacer hincapié en el grupo hidroxilo característico de los alcoholes. El metanol a temperatura ambiente se encuentra en estado líquido y es de aspecto incoloro. Es completamente soluble en agua y en la mayoría de los disolventes orgánicos, formando numerosas combinaciones azeotrópicas binarias y ternarias con diversos compuestos, por lo que es difícil de purificar [24]. Entre sus características, se congela a $-97,8^{\circ}C$, hierve a $64,6^{\circ}C$ y tiene una densidad de $0,791 \text{ kg/m}^3$ a $20^{\circ}C$ [25]. La Figura 3.19 [25] resume de forma detallada los datos técnicos de sus propiedades tanto físicas como químicas.

METHANOL TECHNICAL DATA SHEET

FOR PRODUCED METHANOL



CHEMICAL FORMULA:	CH₃OH
CAS No:	67-56-1
SYNONYMS:	METHYL ALCOHOL, WOOD ALCOHOL
DESCRIPTION:	<i>METHANOL IS A CLEAR, COLORLESS LIQUID THAT IS SOLUABLE IN WATER AND IS BIODEGRADABLE.</i>
APPLICATIONS:	<ul style="list-style-type: none"> •CHEMICAL FEEDSTOCK - <i>FORMALDEHYDE, ACETIC ACID, MTBE, DME, BIODIESEL, OLEFINS.</i> •FUEL & FUEL ADDITIVE - <i>VEHICLES, SHIPS, COOKING, HEATING</i> •HYDROGEN CARRIER FOR METHANOL FUEL CELLS •WINDSHIELD WASHER FLUID •WASTEWATER DENITRIFICATION



TYPICAL PROPERTIES:

Molecular Weight:	32.04 g/mol
Purity:	99.85 %wt min
Water (impurity)	0.100 %wt max
Acetone (impurity)	30mg/kg max
Ethanol (impurity)	50 mg/kg max
Chloride (impurity) as Cl ⁻	0.5 mg/kg max

Specific Gravity (20/20°C)	0.7910 - 0.7930
Freezing Point:	-97.8°C / -144°F
Boiling Point:	64.6°C / 148°F
Flash Point (closed cup, 1 atm):	12°C / 54°F
Explosive limits in air	6% - 36%
Solubility: Methanol in Water/ Water in Methanol	100% / 100%

Figura 3.19. Ficha técnica del metanol [25].

En su hoja de seguridad, el metanol se etiqueta como un compuesto inflamable y altamente tóxico a la ingesta humana. Es importante destacar esto último, ya que el metanol ingerido puede producir ceguera, sordera y problemas hepáticos graves como la cirrosis, y en los casos más extremos, la muerte. Inhalado produce inflamación de las vías respiratorias y en contacto con la piel puede generar dermatitis crónica [25].

Durante mucho tiempo se ha utilizado el metanol como una importante materia prima orgánica, tanto en la industria química, como para materiales de construcción, también para confeccionar equipamiento médico y en la industria textil. El metanol es uno de los cuatro productos químicos básicos (junto con el etileno, el propileno y el amoníaco) que se utilizan en la industria química para confeccionar todos los demás productos. Aproximadamente dos tercios del metanol se utilizan para producir otros productos químicos, como formaldehído, ácido acético y plásticos, teniendo especial relevancia el formaldehído [25]. Se utiliza en la fabricación de materiales de construcción tales como los tableros MDF y la madera contrachapada. Además, cumple funciones esenciales en pinturas y disolventes. En el área de la medicina, es utilizado para la fabricación de equipo médico como mascarillas y guantes de seguridad. También se encuentra en compuestos farmacéuticos como vitaminas y antibióticos. Los productos de la industria textil fabricados con metanol pueden prolongar la durabilidad de estos y también hacerlos más fácilmente reciclables. Por último, es utilizado en la fabricación de productos tecnológicos que nos facilitan la vida diaria, como teléfonos, y también en otros con una perspectiva más ecológica, como paneles solares y turbinas eólicas [26].

En los últimos años se ha identificado el potencial uso del metanol como combustible, tanto en automóviles como en barcos, impulsando la innovación y desarrollo de este. Hay distintas formas de uso del metanol como combustible, ya sea solo, en mezcla con gasolina para la producción de biodiésel, en forma de metil tert-butyl éter (MTBE) o como dimetil éter (DME), acrecentándose rápidamente el uso del metanol como combustible desde mediados de la década de los 2000 [24]. Entre las formas de uso del metanol como combustible destacan el metanol puro o M100 (100% metanol) y el M85 (85% metanol-15% gasolina), también existiendo mezclas con menor contenido de metanol como el M5, M10, M15, M30 y M50 [28].

China ha promovido recientemente el uso de metanol como combustible para transporte, con la intención de reducir su dependencia del combustible importado y también disminuir su emisión de GEI. Numerosos fabricantes chinos, entre el que destaca Geely, están ofreciendo vehículos propulsados por metanol, incluyendo automóviles, furgonetas, camiones y buses capaces de funcionar con M85, M100 y biodiesel [37]. También existen vehículos capaces de funcionar con mezclas de combustibles llamados GEM (gasolina/etanol/metanol) [24,29]. Estos vehículos funcionan inyectando metanol líquido directamente en motores de combustión interna, pilas de combustible o sistemas híbridos metanol-eléctricos [32].

Debido a que uno de los tantos usos del metanol es ser utilizado como combustible, es necesario comparar las propiedades de este con otros combustibles. En la Tabla 3.3 [24] se comparan las propiedades más importantes de muchos combustibles como la gasolina, el petróleo, GNL y el compuesto de interés. A pesar de que el poder calorífico inferior (LHV) del metanol es menor respecto a sus pares, su densidad energética volumétrica lo hace atractivo frente a la mayoría, aunque sigue siendo menor que el de los combustibles fósiles. Si se utiliza metanol puro como combustible, habrá que hacer ajustes en el tamaño del depósito para conseguir una autonomía similar [34]. Las pilas de combustible de metanol directas (DMFC) también pueden convertir la energía química del metanol directamente en energía eléctrica a temperatura ambiente [36].

Tabla 3.3. Propiedades y almacenamiento de combustibles [24].

Fuel type	LHV (MJ/kg)	Volumetric energy density (GJ/m ³)	Storage pressure (bar)	Storage temperature (°C)
Methanol	19.9	15.8	1	20
DME	28.9	19.2	5	20
LNG	48.6	20.8	1	-162
CNG	48.6	9	250	20
Liquid ammonia	18.6	11.5	1-10	-34 (at 1 bar)-20 (at 10 bar)
Liquid hydrogen	120	8.5	1	-253
Compressed hydrogen	120	4.7	700	20
Gasoline	43.4	32	1	20
Marine gas oil	42.8	36.6	1	20
Lithium ion battery	0.4-1	0.9-2.4	1	20

El metanol ya es un producto disponible en todo el mundo, con una amplia capacidad de distribución y almacenamiento. Cada mes se transportan millones de toneladas de metanol, a diversas partes del mundo, por barco, ferrocarril y camión. El metanol también puede transportarse por oleoductos, al igual que el petróleo y sus derivados [24]. Las estaciones de servicio que dispensan metanol para vehículos son esencialmente idénticas a las estaciones de servicio actuales de gasolina/diésel, ya que sus propiedades de almacenamiento son idénticas con los combustibles fósiles (ver Tabla 3.3), por lo que apenas requieren cambios. En la mayoría de los casos pueden utilizarse los mismos depósitos [24]. Según un estudio realizado en Estados Unidos [33], el coste de una estación de suministro de metanol es el mismo que el de una de gasolina/diésel, y mucho más barato que el de las estaciones de hidrógeno, que cuestan cada una más de 2 millones de dólares estadounidenses por solo una pequeña fracción de la capacidad de una estación de metanol. La infraestructura de repostaje de metanol también es mucho más barata que las estaciones de GNL [24,33].

El suministro de metanol a los buques es fácil y limpio. Dado que el metanol es un líquido a presión atmosférica, puede almacenarse de forma muy similar al combustible para buques. El coste de infraestructura para almacenar metanol es, por tanto, bajo, especialmente si se compara con las alternativas de GNL o hidrógeno [34]. En la actualidad, el metanol ya está disponible en más de 100 puertos importantes. Además, es fácilmente biodegradable [35].

De forma análoga al hidrógeno, el metanol también posee un código de colores que lo clasifica en metanol de alta o baja intensidad, según la fuente de origen y el proceso productivo utilizado para obtener este metanol. La Figura 3.20 [26] representa los distintos tipos de metanol. El metanol café se produce a partir de carbón, que se convierte en gas de síntesis (Syngas) mediante reformado, teniendo una intensidad de carbono aproximadamente 5 veces mayor que el metanol producido con gas natural. El metanol gris utiliza el mismo proceso que el café, pero es proveniente del gas natural. El metanol azul cuenta con un sistema integrado de CCUS. Finalmente, el proceso de interés es el metanol verde, que engloba los 2 siguientes métodos: Bio-metanol, obtenido a partir de gas natural renovable (procedente de vertederos, plantas depuradoras o granjas de estiércol) o de biomasa, ya sea mediante gasificación o reformado; E-metanol, obtenido mediante captura de CO₂ (por ejemplo, a través de Direct Air Capture) y el hidrógeno verde producido con electricidad renovable.

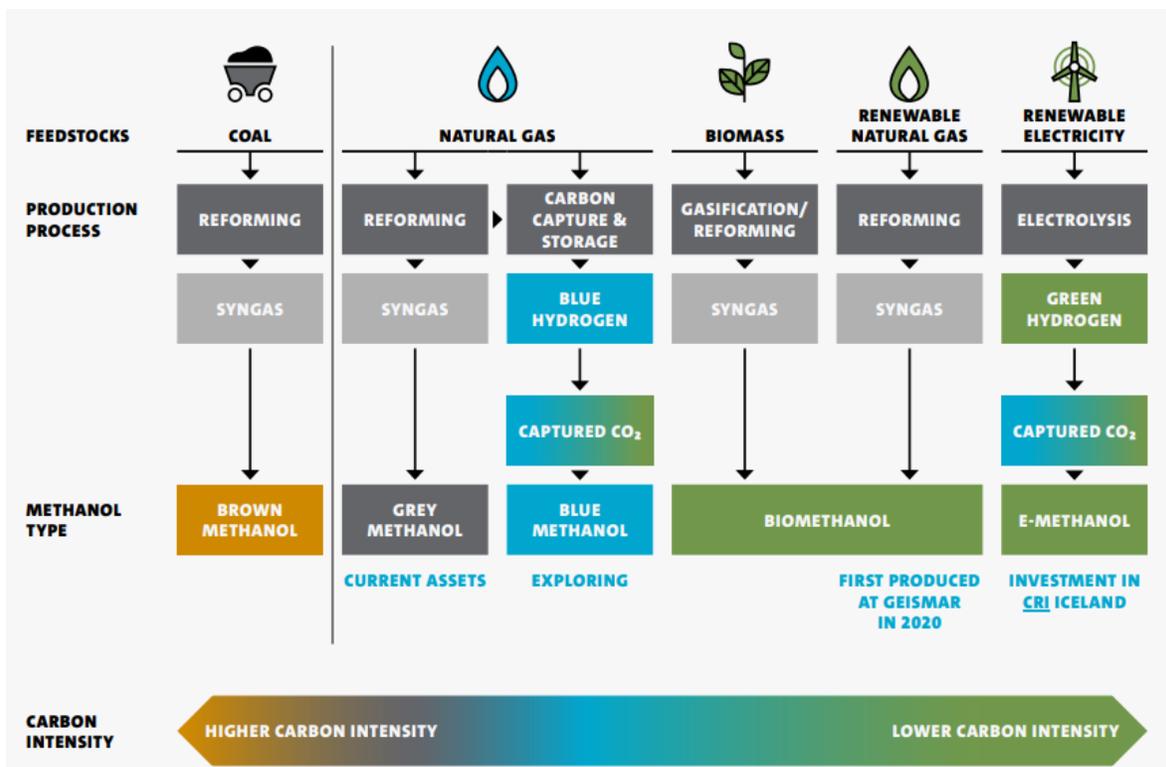


Figura 3.20. Nomenclatura de códigos para el metanol [26].

El proceso de interés para este caso de estudio es el e-metanol. Aunque el metanol puede producirse a partir de diferentes fuentes de origen y materias primas, el metanol resultante es siempre químicamente idéntico y puede utilizarse para las mismas aplicaciones.

3.3.2. Producción Metanol convencional

Antes de abordar la producción de metanol verde, es necesario hablar del proceso más utilizado para sintetizar metanol en la actualidad, el que, a partir de carbón o gas natural, obtiene gas de síntesis que posteriormente se sintetiza en metanol. Los métodos más utilizados son el proceso Lurgi, ICI y BASF. Estos procesos poseen como gran diferencia el tipo de reactor a utilizar. El proceso Lurgi utiliza un reactor tubular, ICI uno de lecho fluidizado y BASF un tren de reactores además de un diferente catalizador. La Figura 3.21 [52] representa el proceso Lurgi. El gas de síntesis o Syngas, es una mezcla de CO, H₂ y CO₂. En el caso del carbón, el gas de síntesis se obtiene mediante gasificación que combina la oxidación parcial y el vapor de alta. En el caso del gas natural, existen varios procesos como el reformado con vapor, el reformado en seco por oxidación parcial, el reformado autotérmico o una combinación de estos, todos procesos a alta temperatura (> 800°C) [38].

El Syngas obtenido requiere tratamiento y acondicionamiento para depurar impurezas y contaminantes, de esta forma, optimizando su composición para la posterior síntesis de metanol. Las impurezas más relevantes para el proceso son las que contienen azufre, resaltando el sulfuro de hidrógeno (H₂S) como contaminante mayoritario. Lo

ideal es que, tras el acondicionamiento, el Syngas tenga una relación hidrógeno/carbón (H/C) de al menos 2/1 para una síntesis óptima de metanol. El gas de síntesis obtenido mediante la gasificación del carbón requiere mucho más tratamiento debido a su baja relación H/C, siendo rico en óxidos de carbono y deficiente en hidrógeno. El gas natural tiene menos impurezas, que son más fáciles de separar, y una relación H/C mucho mayor, lo que significa que se necesita mucho menos acondicionamiento del Syngas [24]. Debido a esto, el Syngas obtenido a partir de gas natural posee emisiones sustancialmente menores que a partir de carbón, alrededor de 0,5 kg CO_{2eq}/kg CH₃OH para el gas natural, en comparación con 2,6-3,8 kg CO_{2eq}/kg CH₃OH para el carbón [39].

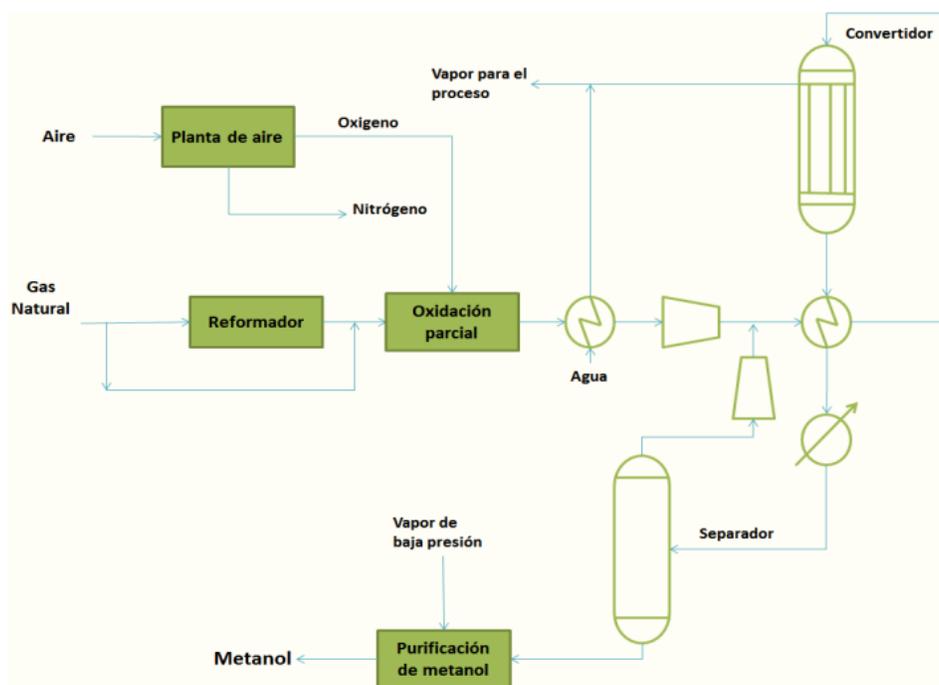


Figura 3.21. Proceso Lurgi producción de metanol. Adaptado de ref. [53].

Tras el acondicionamiento, el gas de síntesis se convierte en metanol mediante una reacción catalítica que opera en torno a una temperatura de 200-300 °C y presión 50-100 bar, donde generalmente se utiliza un catalizador de CuO/ZnO/Al₂O₃ [29]. La conversión para una configuración de un paso es del orden del 20%, mientras que considerando el reciclo de los efluentes del reactor (tras una pequeña purga) permite alcanzar valores de conversión próximos al 80% [40]. Para lograr estos altos valores de conversión, se requiere un sistema de refrigeración que regule estas reacciones exotérmicas. Los mejores reactores para cumplir esta síntesis son los de lecho fijo con quench o el reactor multitubular con refrigeración externa [41]. El proceso finaliza con la purificación del metanol mediante destilación del metanol crudo para así eliminar el agua generada en la síntesis y cualquier otro subproducto de la reacción.

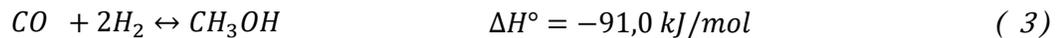
Una planta de metanol típica a escala mundial que utilice gas natural como materia prima tiene una capacidad de producción entre 3.000-5.000 t/día, lo que es equivalente a 1-1,7 Mt/año [53]. El costo de inversión requerido para producir metanol según el

método convencional fluctúa entre 350-450 USD/t, como se menciona en el apartado Mercado y economía del metanol verde.

3.3.3. Producción Metanol verde

El metanol verde (e-metanol) se obtiene de la mezcla de hidrógeno verde con dióxido de carbono capturado de fuentes renovables u obtenido del aire. Se produce mediante una tecnología Power-to-X, por lo que el e-metanol se considera un electrocombustible (e-fuel) [24]. El método más utilizado consiste en obtener H₂ verde mediante la electrólisis del agua utilizando electricidad renovable, posteriormente reaccionando catalíticamente con CO₂ para formar e-metanol.

La síntesis de metanol esta descrita por tres reacciones de equilibrio



Las Ecs. (2) y (3) representan la hidrogenación exotérmica de CO₂ y CO a metanol, y la Ec. (4) representa la reacción de desplazamiento de agua-gas (Waters-Gas Shift o WGS) que es activada por los catalizadores utilizados en la síntesis del metanol. Como las reacciones (2) y (3) son exotérmicas, la síntesis de metanol se ve favorecida a bajas temperaturas y altas presiones. Sin embargo, una cinética de reacción suficientemente rápida requiere temperaturas superiores a 200 °C, por lo que la conversión de metanol está limitada por el equilibrio termodinámico. Además, cada molécula de CO₂ requiere tres moléculas de H₂ y producirá una molécula de agua por cada molécula de metanol.

3.3.4. Captura Dióxido de carbono

Cada año se liberan a la atmósfera más de 37.000 millones de toneladas de CO₂ relacionados con la actividad humana, de las cuales 34.000 millones de toneladas están relacionadas con la energía, como centrales de generación eléctrica, plantas de cemento, transporte y calefacción, entre otros [44]. Es por esto que la captura de CO₂ para la síntesis de metanol toma relevancia, ya que ayuda a mitigar las emisiones GEI.

La fuente de obtención del dióxido de carbono influye en la categorización del metanol como verde o bajo en intensidad de carbono. El CO₂ puede ser obtenido de depósitos geológicos que lo almacenan mediante la tecnología CCUS, el que fue captado de las emisiones de alguna planta antes de ser liberado a la atmosfera, para posteriormente ser utilizado [42]. Si es procedente de diversas fuentes industriales como centrales eléctricas, fábricas de acero y cemento, no se considera renovable ya que es de origen fósil, haciendo que el proceso sea positivo en términos netos de CO₂ y se considera bajo en carbono. Si la alimentación de CO₂ es obtenida directamente del aire mediante

DAC o de una fuente de biomasa (por ejemplo, destilerías, unidades de fermentación, biogás y centrales eléctricas que producen electricidad quemando biomasa), se considera renovable, sustentable y carbono neutral. Cuando el CO₂ de estas unidades se captura para su almacenamiento o utilización, el proceso suele denominarse bioenergía con captura, utilización y almacenamiento de carbono (BECCUS) [43].

Además de los importantes requisitos energéticos de la captura de CO₂, ambas vías de conversión requieren grandes cantidades de energía para activar la molécula inerte de CO₂.

El tema de precios se aborda con profundidad en el inciso Mercado y economía del metanol verde, donde se menciona que el costo de captura de CO₂ varía entre 50-100 USD/t en plantas eléctricas, siderúrgicas, cementeras y refinerías, debido a la necesidad de añadir una unidad de captura de carbono. Se selecciona este rango en el caso de estudio debido a que en la zona de Magallanes es posible obtener el dióxido de carbono de empresas como ENAP [55] y Methanex [54], plantas que reportaron emisiones de 330.000 y 570.000 toneladas de CO₂, respectivamente, para el año 2022. También existe la posibilidad de adquirir el CO₂ de empresas fermentadores de la zona como cervecerías.

3.3.5. Mercado y economía del Metanol verde

La producción de metanol para el año 2019 fue de 98 millones de toneladas, duplicando las 45 millones de toneladas del año 2010 [24]. La mayoría del metanol se destinó para usos químicos, destacando la producción de olefinas y formaldehído, con un 25% de la producción anual para cada uno. El otro uso del metanol es en la producción de combustibles, destacando la mezcla con gasolina con un 14% y MTBE con un 11% de la producción anual el 2019. Este crecimiento de la última década se debe en gran parte a China y su producción, basada principalmente en carbón. Se espera que la demanda de metanol siga aumentando hasta alcanzar más de 120 millones de toneladas en 2025 y 500 Mt en 2050 [48].

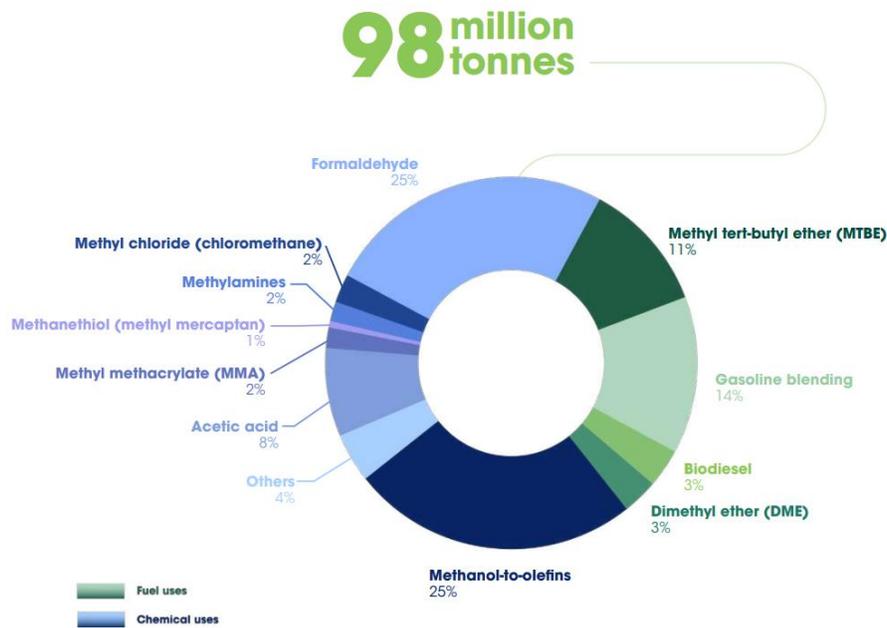


Figura 3.22. Demanda global metanol 2019 [24].

El precio de venta histórico del metanol ha ido fluctuando entre 100-400 USD/t, como lo muestra la Figura 3.23, donde es posible ver que el precio registrado para el año 2020 es de 200 USD/t. Este precio es referencial para la producción convencional basada en combustibles fósiles como el carbón y el gas natural. Según el reporte de sustentabilidad de Methanex [27], en el 2022 el precio de venta para la producción convencional fluctúa entre 350-450 USD/t. En Norteamérica el precio de venta desde el 1 agosto hasta el 31 agosto de 2023 es de 516 USD/t según Methanex.

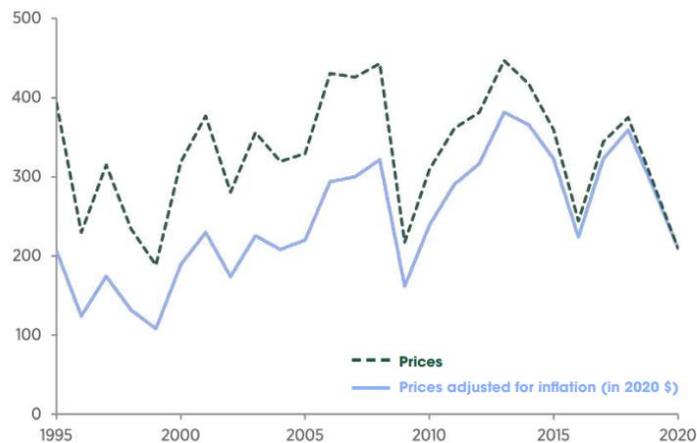


Figura 3.23. Precio histórico del metanol entre 1995-2020 [24].

El mercado del metanol verde se encuentra en sus inicios, por lo que los precios aun dependen de muchos factores, como la fuente de obtención de las materias primas, precios de electricidad renovables, tecnología y demás. El costo de producción del metanol verde es mucho mayor que los 350-450 USD/t de los combustibles fósiles,

dependiendo en gran medida del costo del hidrógeno verde y del dióxido de carbono capturado.

El costo del hidrógeno verde (como se mencionó en la sección 3.2.3) está estrechamente ligado al de la energía eléctrica necesaria para producirlo, pudiendo alcanzar valores de 2-3 USD/kg H₂. Para producir una tonelada de e-metanol se necesitan unos 10-11 MWh de electricidad [24], de los que 9-10 MWh son para el electrolizador, sin incluir la electricidad requerida para la captura de CO₂.

El costo del CO₂ depende en gran medida de su origen (biomasa, proceso industrial y DAC) y del esfuerzo necesario para purificarlo y comprimirlo a la presión necesaria para la síntesis del metanol. El dióxido de carbono de alta concentración, obtenido de plantas de purificación de gas natural, fertilizantes y bioetanol, posee los menores costos, entre 20-30 USD/t [49], sin embargo, estas fuentes tienen una capacidad limitada. Un costo más elevado, entre 50-100 USD/t de CO₂ capturado se encuentra en las centrales eléctricas, siderúrgicas y cementeras, debido a la necesidad de añadir una unidad de captura de carbono. Empresas como Global Thermostat y Carbon Engineering están desarrollando la tecnología DAC. Debido a que la concentración del CO₂ en el aire es baja, los costos de obtener CO₂ mediante DAC son elevados, del orden de 300-600 USD/t en la actualidad, esperando que disminuyan hasta unos 50-150 USD/t en el futuro [50,51].

La Figura 3.24 [24] resume un rango de costos estimados para el e-metanol según la fuente de obtención del dióxido de carbono. Se calcula que el coste de producción actual del e-metanol oscila entre 800 y 1.600 USD/t, suponiendo que el CO₂ se obtenga de BECCS a un coste de 10-50 USD/t. Si el CO₂ se obtiene mediante DAC, cuyo coste actual es de 300-600 USD/ton, los costes de producción del e-metanol se situarían entre 1.200-2.400 USD/t. Con los descensos previstos en los precios de la energía renovable, se espera que el coste del e-metanol disminuya hasta niveles de entre 250-630 USD/t en 2050. El costo de síntesis de e-metanol a gran escala se estima en 50 USD/t.

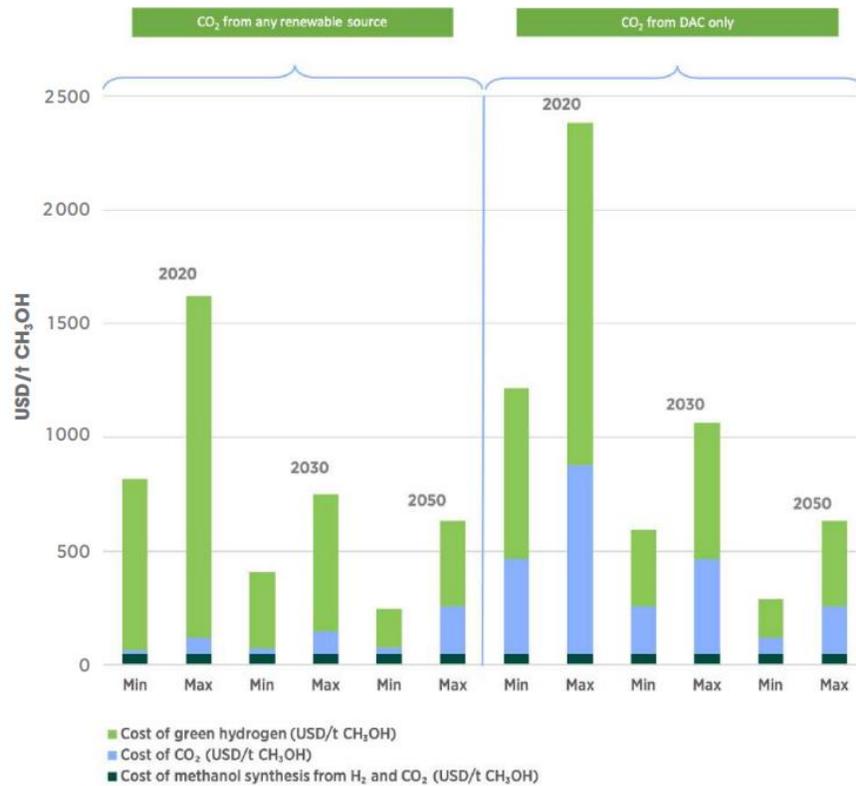


Figura 3.24. Costos estimados metanol verde según fuente de origen CO₂ [24].

Tanto en el caso del bioetanol como del e-metanol, la mayor parte del costo se debe a que las plantas son de un tamaño de escala menor que las convencionales. No obstante, las proyecciones de costos del metanol verde para 2050 se sitúan dentro del rango del metanol fósil y de los combustibles actuales, como puede verse en la Figura 3.25. Para 2050 se estima un coste de producción de unos 11-43 USD/GJ y 12-32 USD/GJ para el e-metanol y el bioetanol, respectivamente. La aplicación de créditos de carbono también podría reducir sustancialmente el costo de ambos. En comparación con la producción de metanol a partir de gas natural, se estima una reducción de las emisiones de CO_{2equivalente} de entre 1,6 y 1,7 toneladas por tonelada de metanol renovable. Esto significa que, por ejemplo, con un crédito de 100 USD/t de CO_{2eq}, la reducción del costo del metanol renovable sería de 160-170 USD/t de metanol.

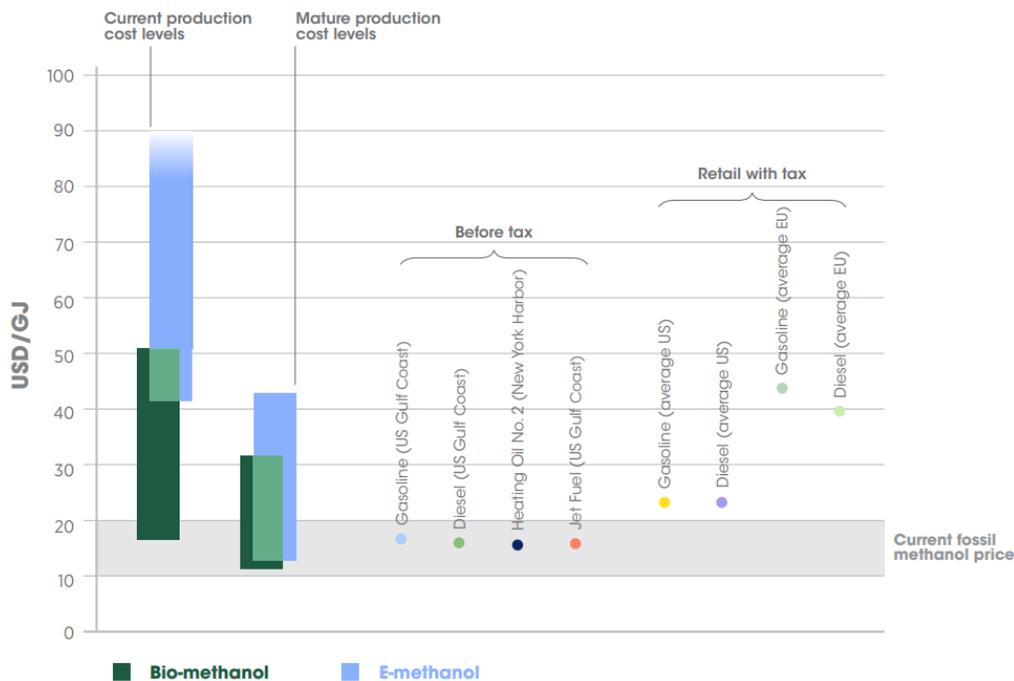


Figura 3.25. Comparación metanol verde con otros combustibles en USD/GJ [24].

Las estimaciones más bajas tienden a tener costos de producción de electricidad muy bajos o precio del metanol ajustado con la venta del oxígeno producido durante la electrólisis (45-180 USD/t de O₂ vendido). Por cada tonelada de metanol producida, se generan 1,5 toneladas de oxígeno. De esta forma, la venta de este oxígeno podría compensar parte de los costes de la producción de e-metanol a corto plazo.

3.3.6. Situación del Metanol verde en el mundo

La implementación del metanol verde a nivel mundial remonta al año 2011, cuando Carbon Recycling International (CRI) puso en marcha la primera planta comercial en Islandia. Esta planta de demostración comercial cuenta con una capacidad anual de 4.000 toneladas de metanol (proyección de 100.000 t/año para el 2025) y se basa en la energía geotérmica [45]. El metanol producido, denominado Vulcanol, se mezcla actualmente con gasolina, utilizándolo en la producción de biodiésel y para la desnitrificación de aguas residuales.

En China, el Instituto de Física-Química de Dalian (DICP) ha puesto en marcha en 2020 un proyecto de producción de 1.000 t/año de e-metanol [46]. En esta planta, los electrolizadores alcalinos utilizan la electricidad producida por una planta solar fotovoltaica de 10 MW para la producción del hidrógeno necesario. El proyecto es el primero en demostrar la producción de metanol a escala industrial a partir de energía solar.

Se están proyectando otras plantas comerciales de e-metanol en todo el mundo con capacidades de producción que oscilan entre las 8.000-180.000 t/año. Si todos los proyectos comerciales llegaran a materializarse, se dispondría de más de 700.000 t/año de capacidad de producción de e-metanol. Entre los proyectos (ver Tabla 3.4) destacan

las plantas de Liquid Wind en Suecia, ABEL en Australia, Swiss Liquid Future/Thyssenkrupp en Noruega, y RH₂C en Canadá utilizarán H₂ y CO₂ de origen industrial o biogénico. Otros consorcios están planeando la construcción de plantas de e-metanol en los puertos belgas de Amberes y Gante, así como en los Países Bajos [25].

Cada vez son más los proveedores de tecnología que desarrollan y autorizan licencias de procesos de e-metanol, como plantas completas, unidades de síntesis de e-metanol, catalizadores y electrolizadores de mayor tamaño capaces de suministrar suficiente hidrógeno. Entre ellos figuran CRI, Thyssenkrupp/Swiss Liquid Future, bse engineering/BASF (FlexMethanol), Haldor Topsoe (eMethanol), y Johnson Matthey.

Tabla 3.4. Proveedores y plantas de producción e-metanol en el mundo [24].

Country	Company	Start-up year	Capacity (t/y)	Product	Feedstock	Source
Iceland	CRI	2011	4 000	e-methanol (Vulcanol)	Geothermal CO ₂ and H ₂ from water electrolysis	CRI, 2020
China	Dalian Institute of Chemical Physics	2020	1 000	e-methanol	CO ₂ and H ₂ from water electrolysis (PV)	AAAS, 2020
Sweden	Liquid Wind	2023 (plan for 6 facilities by 2030)	45 000	e-methanol	Upcycled industrial CO ₂ and H ₂ from water electrolysis	Liquid Wind, 2020
Australia (Tasmania)	ABEL	2023	60 000	e-methanol	Biogenic CO ₂ and H ₂ from water electrolysis	ABEL Energy, 2020

3.3.7. Situación del Metanol verde en Chile

El contexto nacional del metanol verde es emergente. Recién a mediados del 2022 comenzó la puesta en marcha de la primera planta productora del país, Haru Oni [47], perteneciente al consorcio HIF Global, conformado por las reconocidas marcas Porsche, Enel Green Power, ENAP, Siemens Energy, Empresa Gasco y ExxonMobil.

El proceso inicia con la producción de hidrógeno verde utilizando la energía eólica existente en la ubicación de la planta (Tehuel, Punta Arenas, región de Magallanes) mediante una turbina SG 3.4-132 de Siemens Gamesa, con una capacidad de 3.4 MW. La electricidad producida será utilizada en un electrolizador PEM Silyzer 200, de Siemens Energy, para convertir la energía proveniente del viento en hidrógeno verde a través de la electrólisis del agua. Para coleccionar CO₂ neutral, el proyecto utiliza equipos de captura directa de aire (DAC) de la empresa Global Thermostats. El resultado es CO₂ con una pureza del 98%. Solo vapor y electricidad se consumen en este proceso, sin creación de emisiones u otros efluentes.

Estos dos gases se mezclan para formar Syngas y luego, en presencia de un catalizador, reaccionar formando e-metanol. MAN proveerá el reactor para la síntesis del metanol basado en un diseño de Johnson Matthey. En la fase de demostración, la producción de e-Metanol alcanzará inicialmente unos 750.000 litros anuales en 2022. Parte del e-Metanol será convertido en e-Gasolina (130.000 litros por año). En la fase comercial hacia 2027, potencialmente 1.000.000 toneladas de metanol verde podrían ser producidos anualmente.

Como se mencionó, parte del e-metanol se convertirá en e-gasolina. Esta parte del proceso es adicional al estudio realizado en este proyecto de tesis, pero se menciona de igual forma. Se utiliza una planta de MTG (methanol to gasoline) para convertir el metanol verde en gasolina sintética. La tecnología MTG de lecho fluidizado, con su catalizador MTG único, está licenciada y respaldada por ExxonMobil. En este proceso, el metanol se vaporiza y sobrecalienta a través de una serie de intercambiadores de calor y luego se alimenta al reactor de lecho fluido para su conversión en combustible de hidrocarburo y agua. La producción de la planta de demostración será de 130.000 litros de gasolina sintética. Se proyecta aumentar la capacidad a 55 millones de litros de e-Gasolina por año para 2025 y a más de 550 millones de litros por año para 2027.

4. Metodología

La metodología utilizada para realizar el análisis técnico – económico de la planta de metanol verde a partir de hidrógeno verde en la zona austral de Chile simulada en Aspen Plus consta de las siguientes etapas generales: estudio bibliográfico del estado del arte del hidrógeno verde y del metanol verde, simulación del proceso de síntesis de metanol, análisis técnico y análisis económico del proceso.

4.1. Estudios Bibliográficos

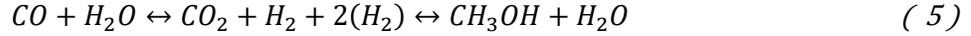
En esta etapa se investigaron los principales tópicos relacionados con el proyecto, tales como, las energías renovables, el estado del arte del hidrógeno verde y del metanol verde. El enfoque de la investigación se centró en temas como características generales de los compuestos químicos, métodos de producción, economía y mercado, situación actual global y nacional y proyecciones a largo plazo para cada tópico. La recopilación de información se hizo principalmente a partir de documentos elaborados por diversas organizaciones, ministerios, agencias, consultoras, empresas nacionales e internacionales, además de trabajos publicados, tesis, informes y fuentes de datos económicas, energéticas y productivas nacionales e internacionales. Los medios que se utilizaron para adquirir la información fueron principalmente la búsqueda personal de documentos en la red, realizada en portales como, Science Direct, Research Gate, El Sevier, American Chemical Society, Royal Society of Chemistry y Google Académico. Se utilizaron palabras clave como: “Renewable Energy Potential in Chile”, “Green Methanol Production”, “Methanol Synthesis Processes”, “Hydrogen production”, “Green Electrolysis”, “Dioxide Carbon Capture”, entre otros.

4.2. Simulación

Para llevar a cabo la simulación se utilizaron los antecedentes recopilados sobre los procesos de síntesis de metanol, identificándose las condiciones de operación características del proceso, componentes químicos que participan, los métodos cinéticos utilizados para la reacción y los equipos principales que conforman la síntesis de metanol. Además, fue necesario estudiar el funcionamiento general del software utilizado, Aspen Plus, para trabajar correctamente con la simulación y obtener resultados acertados.

Una vez definido el proceso, fijando como base de cálculo una planta eólica de 30 MW de capacidad, se procedió a simular todos los equipos y flujos necesarios para obtener una producción anual de 22.300 toneladas de metanol verde. En la simulación fue importante definir cada uno de los componentes que participan en el proceso como lo son el CH_3OH , H_2O , CO_2 , CO y H_2 , ya que se asume que no existen impurezas. La ecuación de estado utilizada corresponde a Redlich-Kwong-Soave con reglas de mezcla Huron-Vidal modificadas (RKSMHV2), ya que es útil para procesos a alta temperatura y presión. También se definen las características de los equipos utilizados en el proceso. Todos los compresores fueron modelados con una eficiencia isentrópica de 0,75. Los intercambiadores de calor poseen un parámetro de correlación de caída de presión de 0,02. La columna de destilación fue modelada con el método riguroso RadFrac en equilibrio. El reactor, que opera en fase gas, fue modelado por un bloque RPlug con configuración adiabática.

El modelo cinético utilizado en esta metodología de trabajo es el de Vanden Bussche y Froment [56], el que supone que la síntesis de metanol se produce solo por la hidrogenación catalítica de CO_2 y que este CO_2 es regenerado a través de la reacción WGS. De esta forma, el agua es, por un lado, generado durante la reacción de síntesis y, por otro lado, consumido durante la reacción WGS, lo que explicaría la baja concentración de agua a la salida del reactor y el calor de reacción global observado. El proceso de síntesis según este modelo se puede resumir mediante la Ec. (5)



Este modelo se utiliza con los parámetros reajustados de Mignard y Pritchard [57] ya que ajusta mejor los parámetros para datos sobre 75 bar. Las ecuaciones que describen lo mencionado son Ecs. (6) y (7) (las presiones se expresan en bar y las temperaturas en K). Las constantes cinéticas siguen la ley de Arrhenius según la Ec. (8). Las constantes termodinámicas de equilibrio vienen dadas por Graaf et al. [58] (Ecs. (9) y (10)). Sin embargo, el modelo mostrado por las Ecs. (6) - (10) no puede implementarse directamente en Aspen Plus porque el software sólo acepta ciertos tipos de ecuaciones cinéticas.

Síntesis de Metanol

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_1 P_{CO_2} P_{H_2} \left(1 - \frac{1}{K_{eq1}} \frac{P_{H_2O} P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^3 P_{CO_2}}\right)}{\left(1 + k_2 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_3 P_{H_2}^{0,5} + k_4 P_{H_2O}\right)^3} \quad \left[\frac{mol}{kg_{cat}s}\right] \quad (6)$$

Reacción Water-Gas Shift (WGS)

$$r_{RWGS} = \frac{k_5 P_{CO_2} \left(1 - K_{eq2} \frac{P_{H_2O} P_{CO}}{P_{H_2} P_{CO_2}}\right)}{1 + k_2 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_3 P_{H_2}^{0,5} + k_4 P_{H_2O}} \quad \left[\frac{mol}{kg_{cat}s}\right] \quad (7)$$

$$k_i = A_i \exp\left(\frac{B_i}{RT}\right) \quad (8)$$

$$\log_{10} K_{eq1} = \frac{3066}{T} - 10,592 \quad (9)$$

$$\log_{10} \frac{1}{K_{eq2}} = -\frac{2073}{T} + 2,029 \quad (10)$$

El modelo propuesto es el implementado por Van-Dal y Bouallou [59], donde se reorganizó el modelo cinético para permitir la simulación del reactor en Aspen Plus

con sus nuevos parámetros, incorporando las ecuaciones del equilibrio termodinámico a las constantes cinéticas y modificando las unidades de las ecuaciones para adaptarlas a los requisitos del simulador Aspen Plus. El modelo cinético reordenado se muestra en las Ecs. (11), (12) y (13), donde la presión se da en Pa y la temperatura en K. La Tabla 4.1 muestra los parámetros del modelo. La caída de presión en el lecho fijo se calcula mediante la ecuación de Ergun ya implementada en Aspen Plus.

Síntesis de Metanol

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_1 P_{CO_2} P_{H_2} - k_6 P_{H_2O} P_{CH_3OH} P_{H_2}^{-2}}{\left(1 + k_2 P_{H_2O} P_{H_2}^{-1} + k_3 P_{H_2}^{0.5} + k_4 P_{H_2O}\right)^3} \quad \left[\frac{kmol}{kg_{cat}s} \right] \quad (11)$$

Reacción Water-Gas Shift (WGS)

$$r_{RWGS} = \frac{k_5 P_{CO_2} - k_7 P_{H_2O} P_{CO} P_{H_2}^{-1}}{1 + k_2 P_{H_2O} P_{H_2}^{-1} + k_3 P_{H_2}^{0.5} + k_4 P_{H_2O}} \quad \left[\frac{kmol}{kg_{cat}s} \right] \quad (12)$$

$$\ln k_i = A_i + \frac{B_i}{T} \quad (13)$$

Tabla 4.1. Parámetros para el modelo cinético reajustado [59].

k_1	A_1	-29.87
	B_1	4811.2
k_2	A_2	8.147
	B_2	0
k_3	A_3	-6.452
	B_3	2068.4
k_4	A_4	-34.95
	B_4	14,928.9
k_5	A_5	4.804
	B_5	-11,797.5
k_6	A_6	17.55
	B_6	-2249.8
k_7	A_7	0.1310
	B_7	-7023.5

Tras reordenar las ecuaciones, el modelo cinético LHHW (Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson) de Aspen Plus es utilizado [60].

4.3. Análisis técnico del proceso

Para facilitar el análisis técnico del proceso de producción de metanol verde, se dividió en cinco etapas principales: preparación de los reactivos, síntesis de metanol, reciclado/purga, purificación/destilación metanol y recuperación de calor del sistema. En cada una de ellas se analizaron los aspectos más importantes como los equipos presentes, las condiciones de operación y los flujos obtenidos, en compañía de una descripción

general para cada parte del proceso. La Figura 4.1 representa el resumen del proceso mediante un diagrama de bloques. El análisis hecho fue basado en los estudios de Pérez-Fortes *et al.* [30], Van-dal & Bouallou [59], Nieminen *et al.* [61], Cui *et al.* [62] y Gu *et al.* [63]. Luego, se presentaron los resultados obtenidos para la síntesis y obtención del metanol purificado en términos masicos y se informaron las composiciones de cada corriente de interés. Por último, con los datos otorgados por el simulador Aspen se hicieron los balances de energía y materia correspondientes para determinar la cantidad de insumos necesarios. Con estos resultados se confeccionaron tablas detalladas para el consumo de agua, electricidad del proceso y cantidad de dióxido de carbono requerida, además de su rendimiento por kilogramo de metanol recuperado. Según la información recopilada y en base a los cálculos estequiométricos, se consideraron 4.479 t/año de H₂ y 32.596 t/año de CO₂ en la alimentación de la síntesis de metanol, para finalmente obtener 22.265 t/año de CH₃OH. En el proceso de electrólisis (que no fue incluido en la simulación), para la obtención del hidrógeno verde ingresan 40.028 t/año de H₂O a un electrolizador PEM de 30 MW de capacidad y eficiencia del 70%, alimentado por una planta eólica con una capacidad de generación eléctrica de 30 MW.

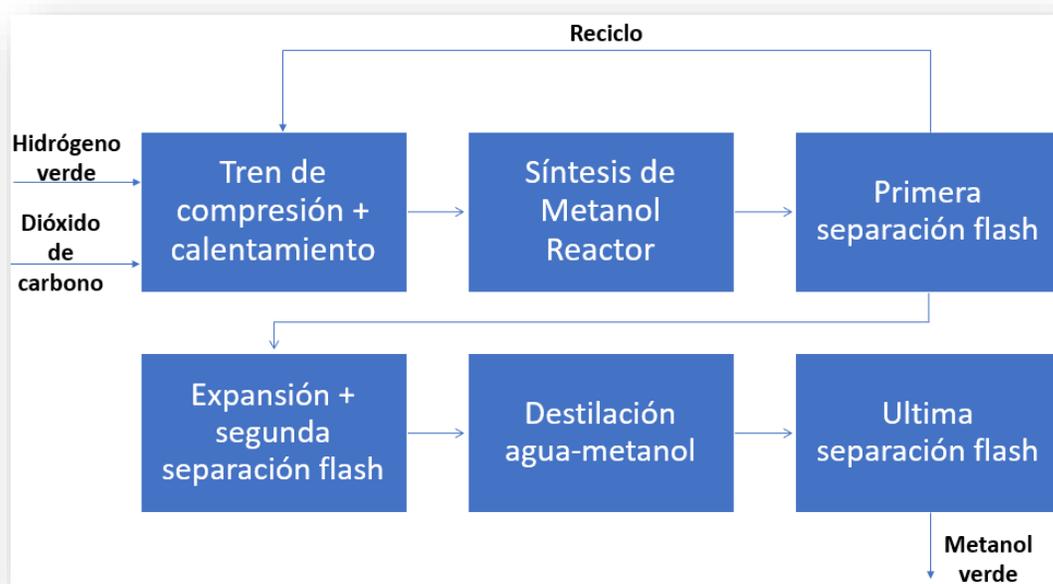


Figura 4.1. Diagrama de bloques proceso productivo síntesis de metanol verde.

4.4. Análisis económico del proceso

Para realizar el análisis económico se estudiaron los diferentes costos de reactivos e insumos entregados por la literatura y cotizaciones en empresas nacionales, y también los precios de venta del metanol entregados por informes de mercado internacionales. Para determinar el costo de los equipos del proceso se utilizaron tres metodologías, la herramienta económica de Aspen Plus, la correlación de Guthrie y la correlación de Towler & Sinnott [66]. Los coeficientes de las ecuaciones de Guthrie fueron ajustados por Marquez, F. 2020. mediante la comparación con las correlaciones de costos

modernas de Towler y Turton por lo que están actualizadas, son prácticas y precisas a la hora de determinar costos de compra e instalación de equipos. En base a la estimación de los costos de instalación de los equipos de la planta de síntesis de metanol se determinó el costo de inversión para esta y se obtuvo el CAPEX del proyecto completo. Se confeccionaron diversos flujos de caja en Excel para determinar el precio de venta del metanol verde en diferentes escenarios. Los escenarios propuestos se basaron principalmente en las proyecciones hechas a largo plazo para el costo del hidrógeno verde. Luego con los resultados obtenidos en cada caso, se confeccionaron tablas resumen en Excel con los costos de producción del metanol y los principales índices económicos del proyecto, además de gráficas que muestran el comportamiento del precio del metanol según el escenario y el valor de la inversión que se utiliza (Aspen, Guthrie actualizado y/o Towler).

5. Resultados

5.1. Análisis técnico

El análisis se enfoca en la síntesis de metanol. La modelación se realiza tomando como base de cálculo la capacidad de generación eléctrica de una planta eólica de 30 MW, la que produce hidrógeno verde mediante un electrolizador PEM con una capacidad de 30 MW y eficiencia del 70%, obteniendo un flujo masico de 533,2 kg/h de H₂ verde, posteriormente utilizado como alimentación fresca en el proceso de síntesis de metanol. Como ya fue mencionado el apartado 3.3.3, el proceso necesita una relación molar 3/1 entre H₂/CO₂, por lo que la cantidad de dióxido de carbono necesaria, luego de aplicar rendimientos reales de las reacciones, es un flujo masico de 3.880,4 kg/h. Estos resultados fueron utilizados como datos de entrada en la simulación de la síntesis de metanol verde realizada en Aspen Plus. Los parámetros de entrada para cada equipo se encuentran detallados en el Anexo 9.2.5.3.

La Figura 5.1 representa la simulación completa para la planta de producción de metanol verde en Aspen Plus.

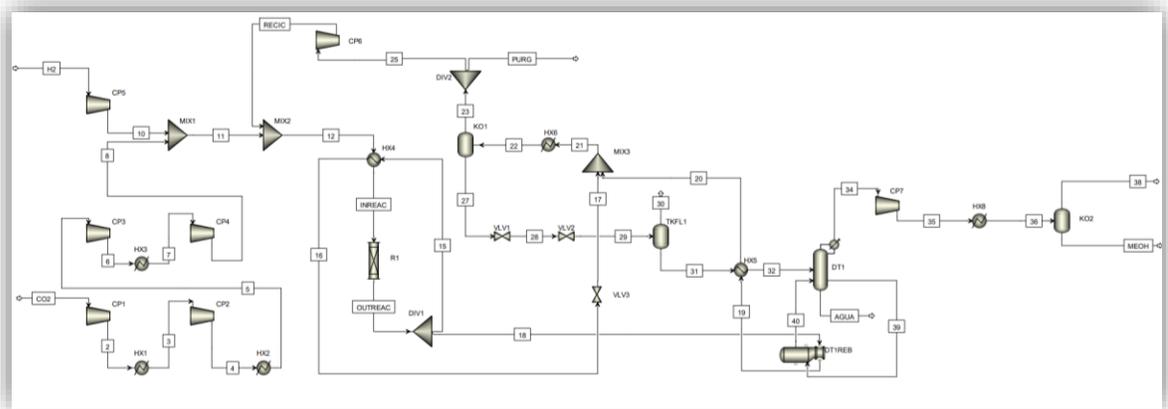


Figura 5.1. Simulación planta de síntesis de metanol verde Aspen Plus.

Se asumen los siguientes supuestos para modelar el convertidor. Los parámetros de la reacción se muestran en el Anexo 9.2.5.4.

1. El reactor opera en condiciones de estado estacionario.
2. Lecho de catalizador adiabático. El convertidor y la cesta del catalizador están bien aislados, por lo que la transferencia de calor desde la zona de reacción hacia el flujo de gas es insignificante.
3. La resistencia a la transferencia de calor y masa en el límite de la masa y el pellet de catalizador es despreciable debido a las altas velocidades del gas y a la conductividad térmica de la masa.
4. Temperatura constante en el interior del lecho catalizador, debido a la alta conductividad térmica del soporte del catalizador.
5. El modelo es unidimensional, es decir, los gradientes de temperatura y masa en la dirección radial son despreciados.
6. No hay dispersión axial. Las velocidades del gas son bastante altas y la viscosidad de la masa es relativamente baja, por lo que el número de Peclet es alto.
7. La caída de presión a través del reactor es despreciable comparada con la presión total del sistema.

5.1.1. Análisis técnico de las etapas del proceso

5.1.1.1. Preparación reactivos

Ingresa un flujo másico de 533,2 kg/h de H₂ proveniente del electrolizador PEM a 25°C y 30 bar, el CO₂ viene a condiciones ambientales de 25°C y 1 bar con un flujo de 3.880,4 kg/h. El hidrogeno se comprime (CP5) en una sola etapa hasta 78 bar. Por su parte, el CO₂ ingresa a un tren de 4 etapas de compresión con enfriamiento, alcanzando en la etapa final (CP4) los 78 bar. Ambos reactivos se mezclan entre ellos (MIX1) y luego se mezclan (MIX2) con el reciclo proveniente del compresor (CP6) de reciclo. Esta mezcla se precalienta a 210°C en un calentador (HX4) previo al ingreso al reactor.

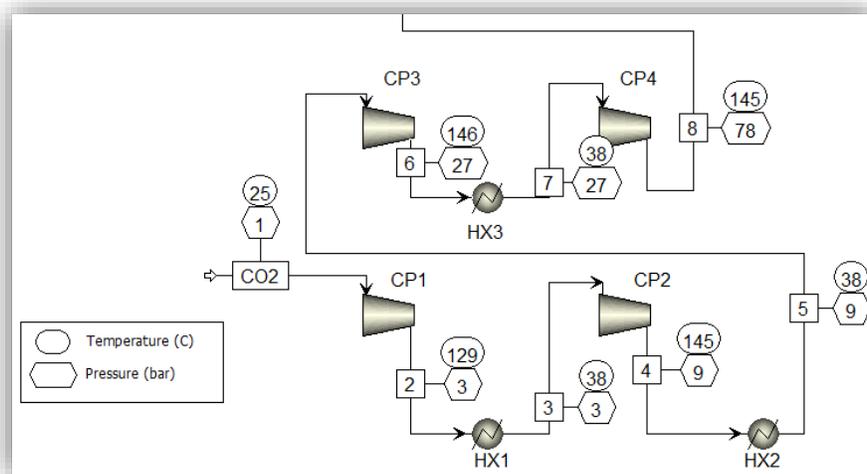


Figura 5.2. Tren de compresión dióxido de carbono.

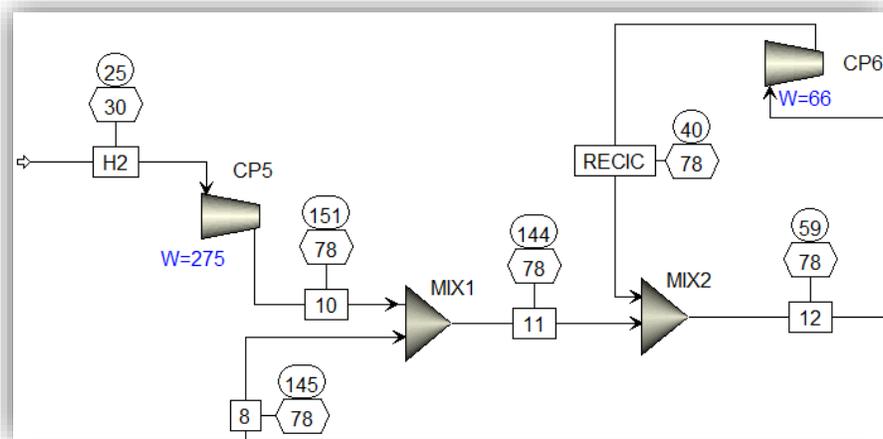


Figura 5.3. Compresión hidrogeno verde y mezcla de reactivos.

5.1.1.2. Síntesis

La mezcla, luego de ser calentada (HX4), ingresa a un reactor adiabático de lecho fijo multitubular (R1) a 210°C y 78 bar, condiciones necesarias para efectuar una óptima síntesis de metanol. El reactor multitubular posee una cantidad de 1.000 tubos, cada uno de 2 metros de largo y 0,05 metros de diámetro. En los lechos se encuentra presente un catalizador de $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ con una densidad de partícula de 1.775 kg/m^3 . Luego de reaccionar se obtienen 16.000,2 kg/h a 287°C y 78 bar a la salida del reactor, de los que 2.784,3 kg/h corresponden a CH_3OH .

La corriente de salida del reactor (OUTREAC) se separa (DIV1) en dos corrientes, donde un 60% es utilizado para calentar el intercambiador (HX4) y el 40% restante es utilizado para calentar el rehervidor (DT1REB) de la columna de destilación (DT1). Luego de ser utilizada esta energía calórica en la integración de calor, ambas corrientes vuelven a mezclarse (MIX3) para luego seguir con su purificación.

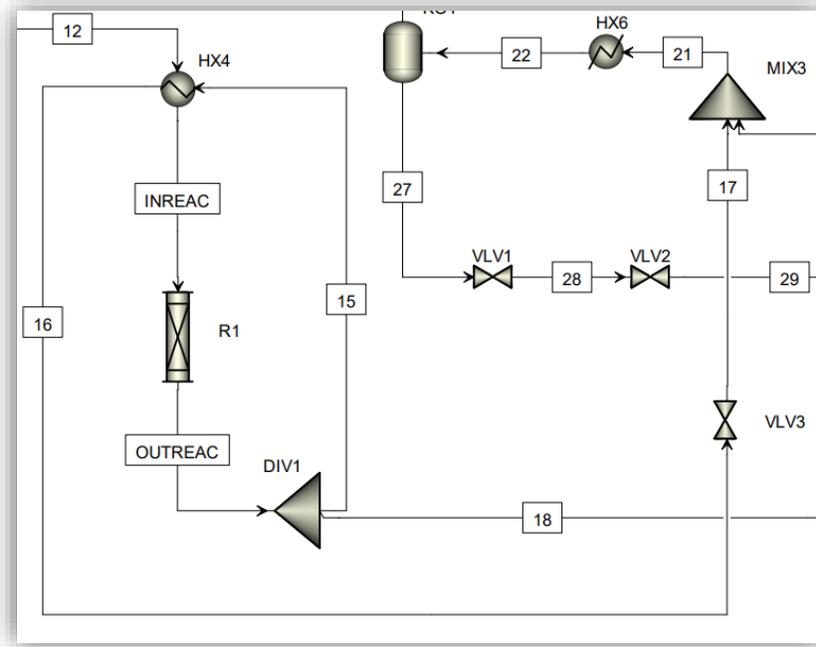


Figura 5.4. Pre calentamiento, síntesis en reactor y posterior separación.

5.1.1.3. Reciclo y purga

Como se mencionó, las dos corrientes se vuelven a mezclar (MIX3), para luego ingresar a un intercambiador (HX6), enfriándose a 35°C. El agua y el metanol condensados en el intercambiador se separan de los gases que no han reaccionado en un tambor de separación (KO1), para luego estos gases ingresar al separador (DIV2), donde una parte de los gases que no han reaccionado (1%) se purga, minimizando la acumulación de inertes y subproductos, y el resto se comprime (CP6) para ser recirculado al proceso (MIX2).

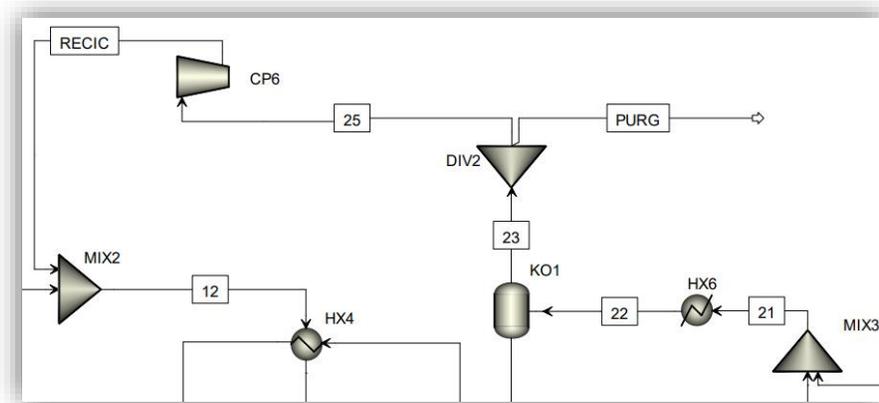


Figura 5.5. Reciclo y purga proceso de producción metanol verde.

5.1.1.4. Destilación

La corriente de líquido que sale del tambor de knock-out (KO1), denominado metanol crudo, está compuesto de metanol, agua y gases residuales disueltos. El metanol crudo se expande a 1,2 bar mediante dos válvulas (VLV1 y VLV2). A continuación, los gases residuales se depuran casi en su totalidad en un tanque flash (TKFL1).

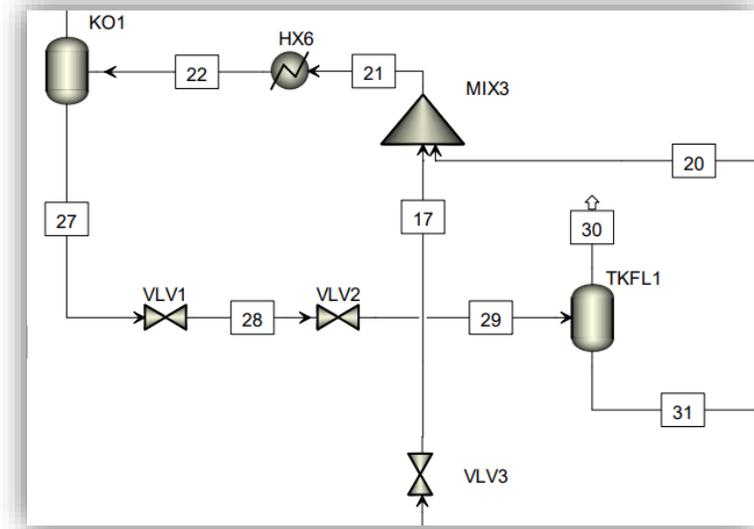


Figura 5.6. Expansión y separación flash metanol crudo.

La corriente producto (31) se calienta a 80°C (HX5) e ingresa a una columna de destilación (DT1). El agua sale por la parte inferior de la columna a 98°C y contiene 1,1% en masa de metanol. El metanol sale por la parte superior a 1 bar y 65°C, en forma gaseosa, con 1,9% en masa de agua. A continuación, el metanol se comprime 1,2 bar (CP7) y se enfría (HX8) a 40°C. En un tambor flash (KO2), los pocos gases que no han reaccionado salen por la parte superior, para finalmente obtener la corriente de metanol verde producto (MEOH), con un flujo másico de 2.650,6 kg/h, por la parte inferior en forma líquida con una pureza del 97,3%.

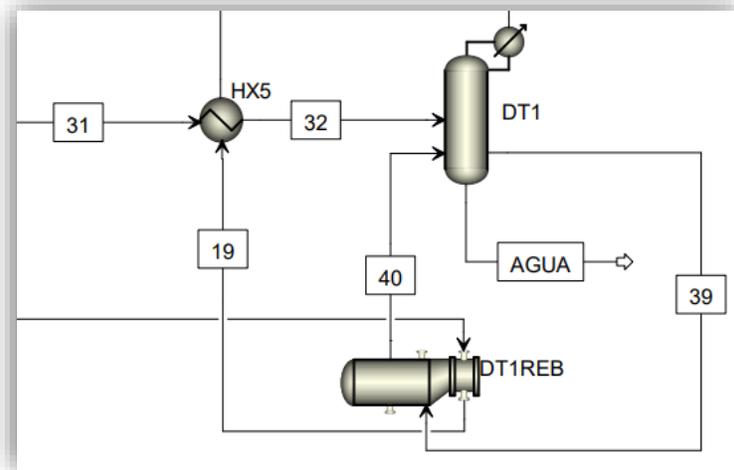


Figura 5.7. Calentamiento y destilación metanol-agua.

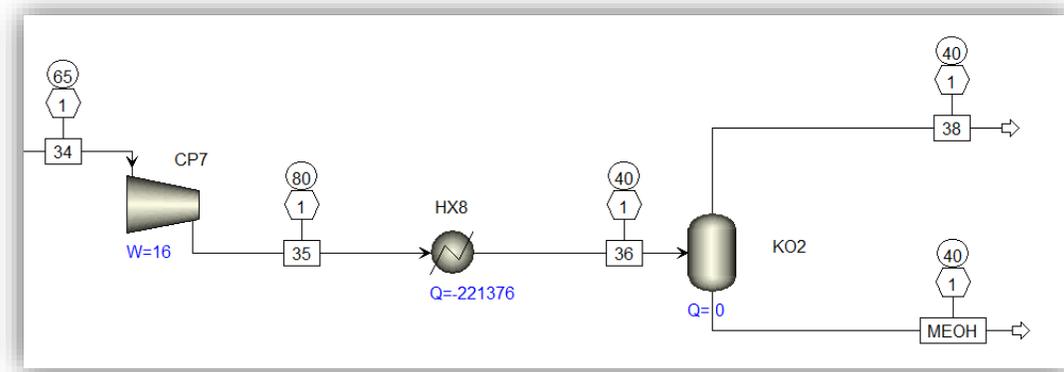


Figura 5.8. Ultima separación flash y obtención metanol verde producto.

5.1.1.5. Recuperación de calor

Como se mencionó, la corriente en estado gas que sale del reactor se separa (DIV1) en dos corrientes. La primera corriente (15), 60% de la corriente inicial, se utiliza para calentar la alimentación previa al reactor (HX4). Mientras que la segunda corriente (18) se utiliza en el rehervidor de la columna de destilación (DT1REB), para posteriormente (19) calentar la alimentación de la columna de destilación (HX5).

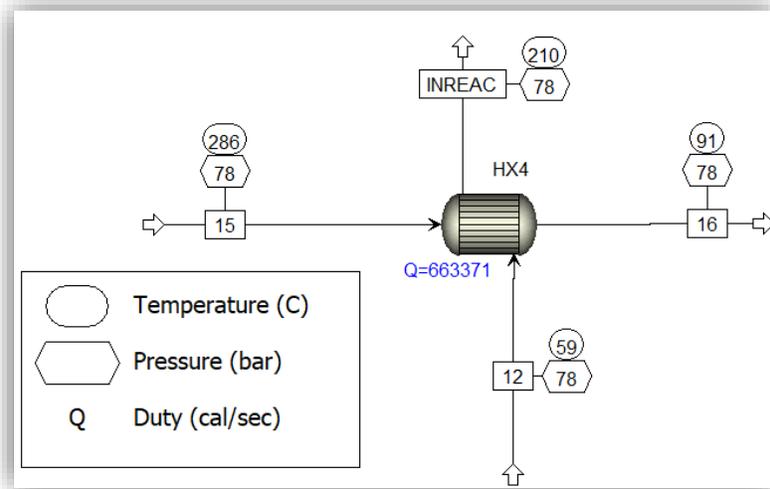


Figura 5.9. Integración de calor utilizando 60% corriente salida del reactor en intercambiador HX4.

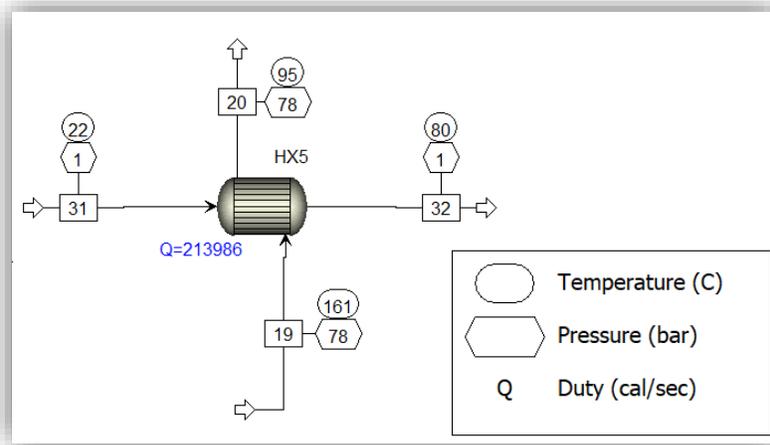


Figura 5.10. Integración de calor utilizando 40% corriente salida del reactor en intercambiador HX5.

5.1.2. Resultados de la simulación

5.1.2.1. Síntesis metanol en reactor y conversión global

Como resultado de la alimentación de 533,2 kg/h de H₂ verde provenientes del electrolizador PEM y 3.880,4 kg/h de CO₂ capturados, la síntesis en el reactor produce alrededor de 16.000,2 kg/h, de los cuales 2.784,2 kg/h son metanol. Finalmente, a la salida del proceso se obtienen 2.650,6 kg/h de CH₃OH con 97,3% de pureza.

La conversión global del proceso se realiza respecto al hidrógeno verde, obteniendo un valor del 93% (Anexo 9.2.5.6). La conversión en una pasada es del 14%.

		Units	H2	CO2	INREAC	OUTREAC	MEOH
+ Mole Flows		kmol/hr	264,52	88,1733	2080,11	1916,8	83,7961
- Mole Fractions							
	CH3OH		0	0	0,00251615	0,0453326	0,96059
	CO2		0	1	0,115449	0,0822761	0,00551117
	CO		0	0	0,0286295	0,0314763	6,63987e-06
	H2		1	0	0,852895	0,797352	5,95449e-05
	H2O		0	0	0,000510419	0,0435635	0,033833
- Mass Flows		kg/hr	533,241	3880,49	16000,2	16000,2	2650,62
	CH3OH	kg/hr	0	0	167,705	2784,25	2579,19
	CO2	kg/hr	0	3880,49	10568,8	6940,63	20,3244
	CO	kg/hr	0	0	1668,09	1689,97	0,0155849
	H2	kg/hr	533,241	0	3576,41	3080,99	0,0100585
	H2O	kg/hr	0	0	19,1273	1504,32	51,0747

Figura 5.11. Resultados proceso síntesis de metanol en reactor y producto final.

		Units	H2	PURG	30	38	MEOH	AGUA
- Mole Flows		kmol/hr	264,52	17,4487	7,90267	0,20387	83,7961	80,023
	CH3OH	kmol/hr	0	0,0528674	0,52451	0,0584145	80,4937	0,529976
	CO2	kmol/hr	0	1,53509	3,61575	0,120123	0,461815	3,28885e-17
	CO	kmol/hr	0	0,601541	0,177426	0,00153867	0,000556395	2,41656e-25
	H2	kmol/hr	264,52	15,2485	3,48399	0,0231015	0,00498963	3,43418e-22
	H2O	kmol/hr	0	0,0107245	0,100987	0,000692179	2,83508	79,493
+ Mole Fractions								
+ Mass Flows		kg/hr	533,241	117,035	189,747	7,26044	2650,62	1449,07

Figura 5.12. Resultados de entradas y salidas globales proceso.

5.1.2.2. Destilación metanol- agua

La corriente 29 es separada en el flash TKFL1, obteniéndose la corriente 31 por el fondo. La corriente 32 es la que alimenta la columna de destilación DT1, de la cual se obtienen 1.449,1 kg/h de agua por el fondo y la corriente producto de 2.657,9 kg/h por el tope. Finalmente, la última separación tiene lugar en el flash KO2, alimentado por la corriente 36 y obteniendo por el fondo 2.650,6 kg/h de metanol verde como producto final.

		Units	29	30	31	32	34	AGUA
- Mole Flows		kmol/hr	171,926	7,90267	164,023	164,023	84	80,023
▶	CH3OH	kmol/hr	81,6066	0,52451	81,0821	81,0821	80,5521	0,529976
▶	CO2	kmol/hr	4,19769	3,61575	0,581937	0,581937	0,581937	3,28885e-17
▶	CO	kmol/hr	0,179521	0,177426	0,00209507	0,00209507	0,00209507	2,41656e-25
▶	H2	kmol/hr	3,51208	3,48399	0,0280912	0,0280912	0,0280912	3,43418e-22
▶	H2O	kmol/hr	82,4298	0,100987	82,3288	82,3288	2,83577	79,493
+ Mole Fractions								
- Mass Flows		kg/hr	4296,7	189,747	4106,95	4106,95	2657,88	1449,07
▶	CH3OH	kg/hr	2614,85	16,8064	2598,05	2598,05	2581,06	16,9816
▶	CO2	kg/hr	184,739	159,129	25,6109	25,6109	25,6109	1,44742e-15
▶	CO	kg/hr	5,02845	4,96976	0,0586837	0,0586837	0,0586837	6,76888e-24
▶	H2	kg/hr	7,07994	7,02331	0,0566284	0,0566284	0,0566284	6,92289e-22
▶	H2O	kg/hr	1485	1,81931	1483,18	1483,18	51,0872	1432,09

Figura 5.13. Resultados columna de destilación (DT1) metanol verde.

		Units	34	35	36	38	MEOH
- Mole Flows		kmol/hr	84	84	84	0,20387	83,7961
▶	CH3OH	kmol/hr	80,5521	80,5521	80,5521	0,0584145	80,4937
▶	CO2	kmol/hr	0,581937	0,581937	0,581937	0,120123	0,461815
▶	CO	kmol/hr	0,00209507	0,00209507	0,00209507	0,00153867	0,000556395
▶	H2	kmol/hr	0,0280912	0,0280912	0,0280912	0,0231015	0,00498963
▶	H2O	kmol/hr	2,83577	2,83577	2,83577	0,000692179	2,83508
+ Mole Fractions							
- Mass Flows		kg/hr	2657,88	2657,88	2657,88	7,26044	2650,62
▶	CH3OH	kg/hr	2581,06	2581,06	2581,06	1,87173	2579,19
▶	CO2	kg/hr	25,6109	25,6109	25,6109	5,28657	20,3244
▶	CO	kg/hr	0,0586837	0,0586837	0,0586837	0,0430988	0,0155849
▶	H2	kg/hr	0,0566284	0,0566284	0,0566284	0,0465699	0,0100585
▶	H2O	kg/hr	51,0872	51,0872	51,0872	0,0124698	51,0747

Figura 5.14. Resultados destilación final (KO2) metanol verde.

5.1.2.3. Purga y reciclo

En la primera separación, que tiene lugar en el tambor KO1, un 91% sale por el tope como gas y del fondo se obtiene una corriente con una composición aproximada 1:1 en moles de metanol y agua. Es posible notar que la corriente de reciclo, con un valor de 1.727,4 kmol/h, es en su mayoría hidrógeno representando un 86%. Por la purga son eliminados 15,2 kmol/h de H₂.

	Units	22	23	27	PURG	25	RECIC
- Mole Flows	kmol/hr	1916,8	1744,87	171,926	17,4487	1727,42	1727,42
CH3OH	kmol/hr	86,8933	5,28674	81,6066	0,0528674	5,23387	5,23387
CO2	kmol/hr	157,706	153,509	4,19769	1,53509	151,974	151,974
CO	kmol/hr	60,3336	60,1541	0,179521	0,601541	59,5526	59,5526
H2	kmol/hr	1528,36	1524,85	3,51208	15,2485	1509,6	1509,6
H2O	kmol/hr	83,5023	1,07245	82,4298	0,0107245	1,06173	1,06173
+ Mole Fractions							
- Mass Flows	kg/hr	16000,2	11703,5	4296,7	117,035	11586,4	11586,4
CH3OH	kg/hr	2784,25	169,399	2614,85	1,69399	167,705	167,705
CO2	kg/hr	6940,63	6755,89	184,739	67,5589	6688,33	6688,33
CO	kg/hr	1689,97	1684,94	5,02845	16,8494	1668,09	1668,09
H2	kg/hr	3080,99	3073,91	7,07994	30,7391	3043,17	3043,17
H2O	kg/hr	1504,32	19,3205	1485	0,193205	19,1273	19,1273

Figura 5.15. Resultados primera separación, purga y reciclo del proceso.

5.1.3. Resumen de la simulación

Como resultado final de la simulación realizada en Aspen Plus, se obtuvo que, para la alimentación de 4.479 t/año de H₂ verde y 32.596 t/año de CO₂, se produce un total de 22.265 t/año de CH₃OH verde en estado líquido con una pureza del 97,3% y una conversión global del 93%. En la siguiente tabla se muestra la cantidad de metanol obtenido y su rendimiento respecto a las alimentaciones de ambos reactivos.

Tabla 5.1. Producción, recuperación y rendimiento del CH₃OH respecto a ambos reactivos.

Producto	Flujo masico [kg/h]	Rendimiento [kg CH ₃ OH/kg H ₂]	Rendimiento [kg CH ₃ OH/kg CO ₂]
Metanol reactor	2.784,2	5,22	0,72
Metanol recuperado	2.579,2	4,84	0,66

Tabla 5.2. Alimentación de materias primas y rendimiento respecto al CH₃OH recuperado.

Materia prima	Flujo masico [kg/h]	Rendimiento [kg/kg CH ₃ OH]
Hidrógeno verde	533,24	0,201
Dióxido de carbono	3.880,49	1,464

A continuación, se tabulan los datos del agua utilizada para refrigeración y su rendimiento respecto al flujo masico de metanol recuperado en la simulación. La cantidad de agua de refrigeración fue calculada con una temperatura mínima de 5°C y máxima de 60°C.

Tabla 5.3. Consumo de agua y rendimiento respecto al CH₃OH recuperado.

Equipo	Calor involucrado [kW]	Agua requerida [L/h]	Rendimiento [L/kg CH ₃ OH]
HX1	89,80	236,05	0,092
HX2	109,18	287,00	0,111
HX3	120,27	316,15	0,123
HX6	2.282,14	5.998,99	2,326
HX8	929,81	2.812,74	0,948
Total	3.531,2	9.282,35	3,599

En cuanto a los requerimientos de energía eléctrica, la Tabla 5.4 muestra el consumo energético de los equipos en kW y la cantidad de energía eléctrica necesaria para cubrir dicho consumo en MWh/año.

Tabla 5.4. Consumo eléctrico y rendimiento respecto al CH₃OH recuperado.

Equipo	Consumo [kW]	Energía requerida [MWh/año]	Rendimiento [kWh/kg CH ₃ OH]
CP1	99,9	839,16	0,0387
CP2	103,3	867,72	0,0401
CP3	100,8	846,72	0,0391
CP4	89,6	752,64	0,0347
CP5	274,8	2.308,32	0,1065
CP6	66,3	556,92	0,0257
CP7	16,0	134,4	0,0062
Total	750,7	6.305,88	0,2911

5.2. Análisis económico

El análisis económico del proyecto considera los costos de materias primas, como el hidrógeno verde y el dióxido de carbono utilizado en la síntesis de metanol. También, considera insumos como el agua de refrigeración utilizada por los enfriadores en el proceso de síntesis y la electricidad renovable requerida por los equipos. La estimación del costo de los equipos de proceso para la planta de producción de metanol verde es calculada mediante las metodologías de Guthrie y Towler, para posteriormente comparar con Aspen Process Economic Analyzer. Finalmente, el análisis considera el CAPEX del proyecto para los diferentes casos expuestos y, por último, el cálculo del precio de venta del metanol verde necesario para lograr la viabilidad del proyecto según diversos índices económicos.

5.2.1. Costos de reactivos e insumos

El proceso para sintetizar metanol verde requiere de diversos reactivos e insumos. Los reactivos que son necesarios para llevar a cabo la síntesis de metanol son el hidrógeno verde y el dióxido de carbono.

Para la producción del hidrógeno verde es necesario una cantidad determinada de agua desmineralizada, electricidad renovable (suministrada mediante un parque

eólico) necesaria para alimentar el proceso de electrólisis y los equipos que son parte del proceso. En el presente proyecto no se simuló la planta de producción de hidrógeno verde, ya que para su estimación económica fue utilizado el costo nivelado de hidrógeno o en inglés Levelized Cost Of Hydrogen (LCOH) obtenido de referencias [12], el que engloba tanto CAPEX como OPEX del proceso. Por lo tanto, el hidrógeno verde se considera como costo de materia prima.

El dióxido de carbono es obtenido mediante la comercialización con empresas de la zona como ENAP o Methanex, que suministrarán esta materia prima y a su vez disminuirían su emisión de GEI.

Tabla 5.5. Consumo anual de hidrógeno verde y dióxido de carbono.

Materia prima	Flujo masico [t/año]	Rendimiento [t/t CH₃OH]
Hidrógeno verde	4.479,22	0,201
Dióxido de carbono	32.596,12	1,464

Los insumos requeridos para el proceso de síntesis de metanol corresponden al agua de refrigeración a 5°C y energía eléctrica. Las Tablas 5.5 y 5.6 muestran la cantidad de reactivos e insumos necesarios para un año calendario de operación (350 días) y su rendimiento respecto a las toneladas de metanol verde recuperado.

Tabla 5.6. Consumo anual insumos y rendimiento respecto al metanol recuperado.

Insumo	Cantidad anual	Rendimiento
Agua refrigeración	77.971,76 [m ³ /año]	3,60 [m ³ /t CH ₃ OH]
Electricidad renovable	6.305,88 [MWh/año]	0,291 [MWh/t CH ₃ OH]

Los costos de las materias primas fueron obtenidos de la literatura. Para el dióxido de carbono se obtuvo de IRENA [24]. En tanto, para el hidrógeno verde existe un rango de precios LCOH que varía actualmente entre 5-7 USD/kg H₂, según el Manual del Hidrógeno verde [12] el precio al 2021 es de 5,5 USD/kg H₂. Se tomará este valor para el caso inicial, luego el precio ira variando según los siguientes casos: caso conservador 3 USD/kg H₂; caso optimista 2 USD/kg H₂; caso Magallanes 2030 1,3 USD/kg H₂; caso Magallanes 2050 1 USD/kg H₂. Estos escenarios se discutirán en detalle en la sección 5.2.4.

Tabla 5.7. Costo de los reactivos del proceso.

Materia prima	Precio
Hidrógeno verde	5,5 [USD/kg H ₂]
Dióxido de carbono	50 [USD/t CO ₂]

Análogamente, los costos de los insumos también fueron obtenidos de la literatura. La siguiente tabla muestra los precios asumidos para el agua de refrigeración [65] y la electricidad producida por energía eólica en Magallanes [5].

Tabla 5.8. Costo de los insumos del proceso.

Insumo	Precio
Agua refrigeración	0,48 [USD/m ³]
Electricidad renovable	23 [USD/MWh]

Por último, a lo ya mencionado se agrega el costo del catalizador (ver Anexo 9.2.5.1.1). La siguiente tabla muestra el resumen de los costos de materias primas e insumos del proyecto y el costo por tonelada de metanol recuperado.

Tabla 5.9. Costo de materia prima e insumos para el proyecto.

M.Prima/Insumo	Consumo	Costo	Costo [USD/año]	Costo por ton. CH ₃ OH recup. [USD/t CH ₃ OH]
Hidrógeno verde	4.479,22 [t/año]	5,5 [USD/kg]	\$24.635.710	1.137,106
Dióxido de carbono	32.596,12 [t/año]	50 [USD/t]	\$1.629.806	75,227
Agua refrigeración	77.971,76 [m ³ /año]	0,48 [USD/m ³]	\$37.426	1,727
Catalizador	1.089 [kg/año]	105 [USD/kg]	\$114.345	5,278
Electricidad renovable proceso	6.305,88 [MWh/año]	23 [USD/MWh]	\$145.035	6,694
Total			\$26.562.322	1.226,03

5.2.2. Costos de equipos

El costo de compra e instalación de los equipos involucrados en el proceso de síntesis de metanol se realizó utilizando las metodologías de Towler & Sinnott [66] y de Guthrie actualizado. Los equipos por estimar serían compresores (7), intercambiadores de calor (8), reactor (1), columna de destilación (1), separadores flash (3) y estanque almacenamiento (1). Los divisores, mezcladores y válvulas no son considerados en el cálculo debido a que casi no influyen en el total.

Tabla 5.10. Costo de compra e instalación de equipos según Towler y Guthrie actualizado.

Equipo	Nombre	Towler [USD]		Guthrie actualizado [USD]	
		CC	CI	CC	CI
CP1	Compresor CO ₂	\$345.317	\$863.294	\$214.050	\$725.630
CP2	Compresor CO ₂	\$347.486	\$868.715	\$210.764	\$735.478
CP3	Compresor CO ₂	\$345.893	\$864.733	\$206.884	\$721.938
CP4	Compresor CO ₂	\$338.631	\$846.578	\$189.190	\$660.194
CP5	Compresor H ₂	\$442.233	\$1.105.582	\$442.918	\$1.545.598
CP6	Compresor reciclado	\$322.733	\$806.834	\$150.536	\$525.309

CP7	Compresor	\$281.600	\$704.000	\$53.312	\$180.727
HX1	Enfriador ciclo compresión	\$29.568	\$103.487	\$13.160	\$48.614
HX2	Enfriador ciclo compresión	\$29.719	\$104.016	\$13.748	\$50.785
HX3	Enfriador ciclo compresión	\$29.914	\$104.700	\$15.484	\$54.471
HX4	Int. Calor contracorriente	\$119.653	\$418.786	\$120.886	\$365.760
HX5	Int. Calor contracorriente	\$42.351	\$148.228	\$37.673	\$139.168
HX6	Enfriador	\$159.234	\$557.317	\$143.360	\$433.758
DT1REB	Rehervidor	\$41.325	\$144.638	\$36.369	\$134.352
HX8	Enfriador	\$111.685	\$390.898	\$87.049	\$321.569
R1	Reactor	\$195.778	\$783.111	\$60.081	\$76.445
DT1	Columna destilación	\$79.830	\$319.318	\$132.368	\$196.591
KO1	Flash	\$21.273	\$85.091	\$88.613	\$112.748
KO2	Flash	\$18.715	\$74.858	\$36.633	\$46.611
TKFL1	Flash	\$20.499	\$81.996	\$46.199	\$58.782
T.Alm.	Estanque Alm.	\$62.135	\$155.338	\$67.964	\$142.750
Total		\$3.385.572	\$9.531.518	\$2.367.241	\$7.277.278

Los costos de compra e instalación de los equipos obtenidos según las metodologías mencionadas con anterioridad son complementados y comparados con los resultados obtenidos mediante el simulador económico de Aspen Plus. Para el cálculo del costo del tanque de almacenamiento de metanol verde se complementó con el obtenido mediante la metodología de Towler ya que Aspen no arrojó valores.

Tabla 5.11. Costo de compra e instalación de equipos según Aspen.

Equipo	Nombre	Aspen [USD]	
		CC	CI
CP1	Compresor CO ₂	\$704.800	\$864.600
CP2	Compresor CO ₂	\$780.400	\$932.400
CP3	Compresor CO ₂	\$822.200	\$963.400
CP4	Compresor CO ₂	\$1.084.000	\$1.208.600
CP5	Compresor H ₂	\$1.540.000	\$1.669.900
CP6	Compresor reciclo	\$904.200	\$1.040.600
CP7	Compresor	\$539.000	\$696.000
HX1	Enfriador ciclo compresión	\$13.000	\$83.600
HX2	Enfriador ciclo compresión	\$10.700	\$71.400
HX3	Enfriador ciclo compresión	\$11.000	\$72.100
HX4	Int. Calor contracorriente	\$71.800	\$254.900
HX5	Int. Calor contracorriente	\$16.200	\$101.800
HX6	Enfriador	\$37.400	\$137.800

DT1REB	Rehervidor	\$15.300	\$93.400
HX8	Enfriador	\$16.700	\$98.800
R1	Reactor	\$776.000	\$1.020.300
DT1	Columna destilación	\$131.100	\$582.700
KO1	Flash	\$36.200	\$133.000
KO2	Flash	\$18.900	\$107.300
TKFL1	Flash	\$18.900	\$107.300
T.Alm.	Estanque Alm.	\$62.135	\$155.338
Total		\$7.609.935	\$10.395.238

Tomando como referencia los costos obtenidos mediante Aspen Economic, se decidió optar por la correlación de Towler para el cálculo del CAPEX del proyecto, ya que los valores obtenidos concuerdan más que los de la metodología de Guthrie actualizado. Es necesario hacer uso del factor actualizado del Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) del año 2023 [67] para el costo obtenido mediante la correlación de Towler, dando como resultado final lo resumido en la tabla a continuación.

Tabla 5.12. Costo instalado total actualizado 2023 metodología de Towler.

Ci Total Towler	\$9.531.518
Factor actualización 2023	1,50
Ci Total actualizado Towler 2023	\$14.297.277

5.2.3. CAPEX del proyecto

Para el cálculo del CAPEX del proyecto se supone que el costo instalado de los equipos, calculados mediante la metodología de Towler y Aspen Economic, representa los costos directos del proyecto. Con los costos directos para cada caso, la inversión total del proyecto se calcula según los apuntes de Márquez, F. 2020. La inversión total del proyecto considera los costos directos, indirectos (costos de construcción, ingeniería y supervisión, contingencias e imprevistos) y de puesta en marcha (Modificaciones del proceso, mano de obra de partida, pérdidas en la producción). El resumen de los cálculos obtenidos mediante la metodología de Towler se muestra en la tabla siguiente.

Tabla 5.13. Resumen de cálculos CAPEX planta de metanol verde mediante Towler.

CAPEX CH₃OH	Abreviatura	Valor	Comentario
		[USD]	
Costos directos	CD	\$14.297.277	Equipos
Costos indirectos	CI	\$4.289.183	30% CD
Inversión de capital fijo	ICF	\$18.586.460	CD + CI
Costo puesta en marcha	CPM	\$1.858.646	10% de ICF
Inversión total (CAPEX)	IT	\$20.445.106	ICF + CPM

El resumen de los cálculos obtenidos mediante Aspen se muestra en la tabla siguiente.

Tabla 5.14. Resumen de cálculos CAPEX planta de metanol verde mediante Aspen.

CAPEX CH ₃ OH	Abreviatura	Valor	Comentario
		[USD]	
Costos directos	CD	\$10.472.907	Equipos
Costos indirectos	CI	\$3.141.872	30% CD
Inversión de capital fijo	ICF	\$13.614.779	CD + CI
Costo puesta en marcha	CPM	\$1.361.478	10% de ICF
Inversión total (CAPEX)	IT	\$14.976.257	ICF + CPM

5.2.4. Flujos de caja actuales y escenarios

Para analizar la viabilidad económica del proyecto se realizaron diversos flujos de caja considerando distintos escenarios y valores en los parámetros involucrados, con el fin de calcular los principales índices económicos relevantes de un proyecto y observar la variación del costo de producción y precio de venta para el metanol en cada caso planteado.

Los flujos de caja realizados tienen una estructura compuesta principalmente por ingresos, egresos, inversión inicial (CAPEX), depreciación de los equipos e impuestos. El detalle para cada una de estas categorías se menciona a continuación

- a) Ingresos: Estos consideran los ingresos por las ventas del metanol verde producido y de los bonos de carbono disponibles del proyecto. Para este último, se fijó un valor de venta correspondiente a 50 USD/ton CO₂eq [12,25]. (Ver Anexo 9.1.1).
- b) Egresos: Estos consideran los costos de materias primas (H₂, CO₂), insumos (agua de refrigeración, electricidad) y los gastos operacionales (OPEX) del proyecto. Este último se aproximó como el 2% de la inversión inicial (CAPEX). (Ver Anexo 9.3.6).
- c) Inversión Inicial: Esta considera los costos directos, indirectos y de puesta en marcha. Los costos directos corresponden al costo de instalación de todos los equipos del proceso que fueron estimados mediante Aspen Economics y las correlaciones de Towler. Los demás fueron aproximaciones realizadas a partir del costo de instalación. (Ver Anexo 9.3.4).
- d) Depreciación: Esta considera el deterioro de los equipos con el paso del tiempo. Relacionada directamente con el costo de compra de los equipos. Corresponde al 4% del costo de compra. (Ver Anexo 9.3.5).
- e) Impuestos: Estos consideran un impuesto del 27% a las utilidades netas del proyecto, obtenidas luego de restar los egresos totales de los ingresos totales.

También, como consideraciones adicionales generales se debe mencionar que se consideró para todos los escenarios a analizar que el primer año se vende un 75% de la

producción total y el 100% el resto de su vida útil. Lo anterior debido a dificultades que pudiesen presentarse en un comienzo del proyecto.

El EBITDA (Ganancias antes de interés, impuestos, depreciación y amortización) se calcula restando los ingresos menos los egresos. El EBIT (Ganancias antes de interés e impuestos) se calcula restando el EBITDA menos la depreciación, ya que la depreciación de los equipos no está afecto a impuestos. Por último, las utilidades del proyecto se calculan restando los impuestos al EBIT y sumando la depreciación. Las utilidades lo largo de la vida útil del proyecto son llevadas al valor presente (VP) y sumando la inversión inicial se obtiene el VAN del proyecto. El Payback del proyecto se calcula sumando el valor presente de cada año hasta cubrir la inversión inicial (CAPEX) del proyecto. La Tabla 5.15 muestra un resumen de los parámetros económicos utilizados en los flujos de caja.

Tabla 5.15. Parámetros económicos del flujo de caja del proyecto.

Parámetros	Valor	Unidad
Precio agua refrigeración	0,48	USD/m ³
Precio electricidad	23	USD/MWh
Bonos de carbono	50	USD/t CO _{2eq}
Vida útil del proyecto	25	Años
Tasa de descuento	10	%
Tasa interna de retorno (TIR)	35	%
Impuestos	27	%
Costos de operación (OPEX)	2	% CAPEX

Los escenarios planteados se fijan en base al parámetro que más influye en el flujo de caja. Para el caso del proyecto, el costo del hidrógeno verde es el parámetro variable. Se definen los casos siguientes.

- 1) Caso pesimista: Precio del hidrógeno verde de 5.500 USD/t H₂.
- 2) Caso conservador: Precio del hidrógeno verde de 3.000 USD/t H₂
- 3) Caso optimista: Precio del hidrógeno verde de 2.000 USD/t H₂
- 4) Caso proyección Magallanes 2030: Precio del hidrógeno verde de 1.300 USD/t H₂
- 5) Caso proyección Magallanes 2050: Precio del hidrógeno verde de 1.000 USD/t H₂

Por último, se definen los parámetros constantes y variables para los flujos de caja realizados en cada uno de los casos planteados anteriormente.

Tabla 5.16. Resumen parámetros constante y variables del flujo de caja.

Parámetros constantes	Parámetros variables
CAPEX – Costo CO ₂ – Costo Agua refrigeración – Precio Bono Carbono – OPEX – Impuesto – Tasa de descuento – Energía Renovable – Costo catalizador	Costo H ₂ Verde

5.2.5. Precio de venta CH₃OH verde

Para calcular el precio de venta del metanol verde se utiliza la herramienta solver de Excel, se fija una TIR del 35% y se hace variar el precio de venta del metanol verde de forma que se obtengan las ganancias proyectadas esperadas para los 5 casos planteados. Estos casos fueron evaluados tanto para la metodología de Towler como para Aspen Economics. La Tabla 5.17 resume los costos considerados para cada caso tanto en Towler como en Aspen.

Tabla 5.17. Costos considerados para los casos de análisis.

	CAPEX	Costo de H ₂ verde
		[USD/t]
Caso 1) Pesimista	Towler	5.500
	Aspen	
Caso 2) Conversador	Towler	3.000
	Aspen	
Caso 3) Optimista	Towler	2.000
	Aspen	
Caso 4) Magallanes 2030	Towler	1.300
	Aspen	
Caso 5) Magallanes 2050	Towler	1.000
	Aspen	

El detalle completo de los flujos de caja realizados para cada caso se encuentra en el Anexo 9.3.7, mientras que los resultados de interés se muestran a continuación en la Tabla 5.18 y la Figura 5.16.

Tabla 5.18. Resultados obtenidos para los casos de análisis.

	CAPEX	VAN	TIR	Payback	Precio venta CH ₃ OH
		[USD/año]		años	[USD/t]
Caso 1) Pesimista	Towler	\$46.308.945	35%	3,21	\$1.586
	Aspen	\$33.892.686	35%	3,21	\$1.455
Caso 2) Conversador	Towler	\$46.300.902	35%	3,21	\$1.083
	Aspen	\$33.884.643	35%	3,21	\$952
Caso 3) Optimista	Towler	\$46.326.453	35%	3,21	\$882
	Aspen	\$33.910.193	35%	3,21	\$751
Caso 4) Magallanes 2030	Towler	\$46.301.186	35%	3,21	\$741
	Aspen	\$33.884.927	35%	3,21	\$610
Caso 5) Magallanes	Towler	\$46.352.003	35%	3,21	\$681

2050	Aspen	\$33.935.744	35%	3,21	\$550
------	-------	--------------	-----	------	-------



Figura 5.16. Precios de venta metanol verde obtenidos para los 5 casos en ambas metodologías.

Al exigir un valor constante de la TIR para los flujos de caja en todos los casos, se obtuvieron similitudes entre los valores de los demás indicadores económicos como el VAN o Payback, a pesar de plantearse escenarios diferentes.

La Figura 5.17 compara los valores obtenidos para el Caso 1) Pesimista, donde el costo de producción de hidrógeno verde es de 5.500 USD/t, con el Caso 2) Conservador, donde el costo de producción de hidrógeno verde es de 3.000 USD/t. Las curvas que contiene esta gráfica corresponden a las líneas que unen los dos valores obtenidos para los precios de venta del metanol según el CAPEX considerado (ASPEN o Towler) en los casos propuestos.

Análogamente, la Figura 5.18 compara los valores obtenidos para el Caso 1) Pesimista, con el Caso 3) Optimista donde el valor de producción de hidrógeno verde es de 2.000 USD/t.

Finalmente, se procede de manera similar a la comparación del Caso 1) con el Caso 4) y el Caso 1) con el Caso 5), en la Figura 5.19 y 5.20 respectivamente.



Figura 5.17. Precios de venta obtenidos metanol verde para Caso 1) y 2) en ambas metodologías.

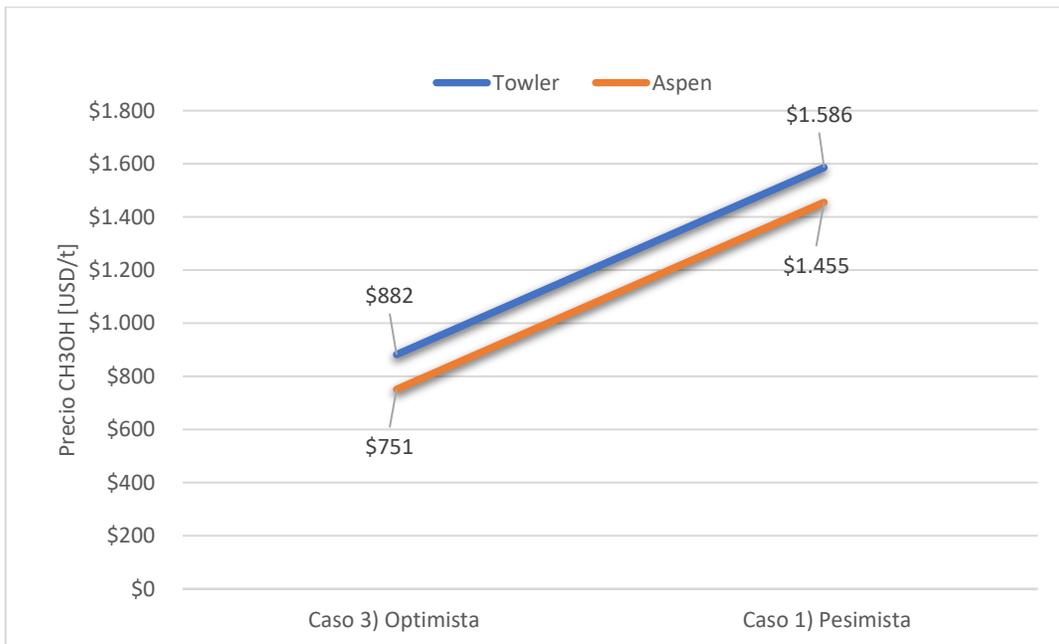


Figura 5.18. Precios de venta obtenidos metanol verde para Caso 1) y 3) en ambas metodologías.

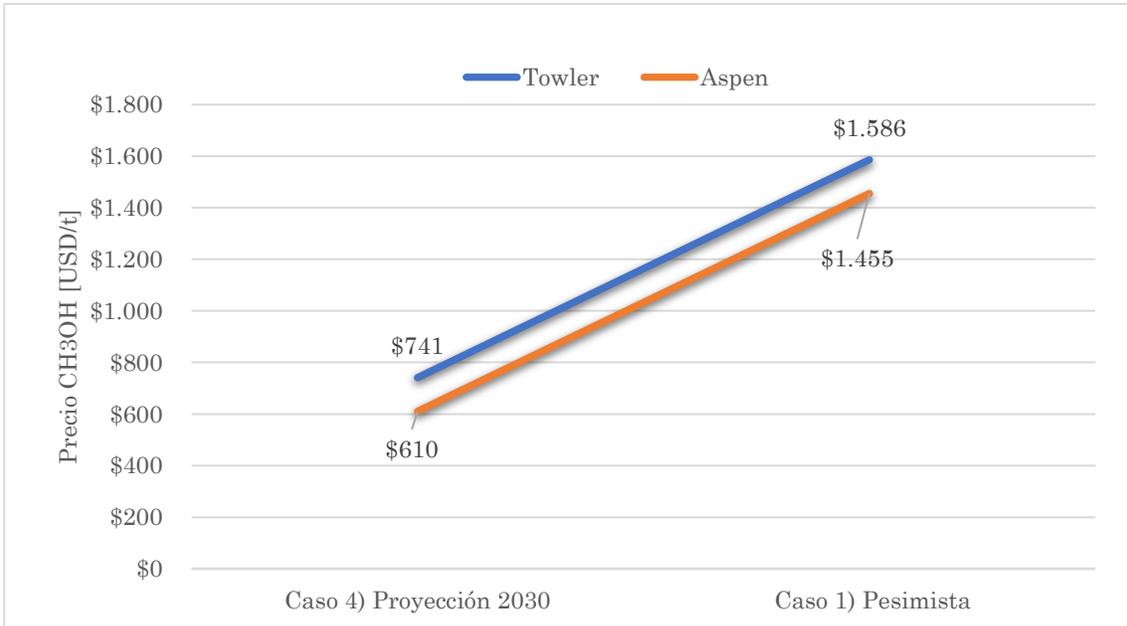


Figura 5.19. Precios de venta obtenidos metanol verde para Caso 1) y 4) en ambas metodologías.

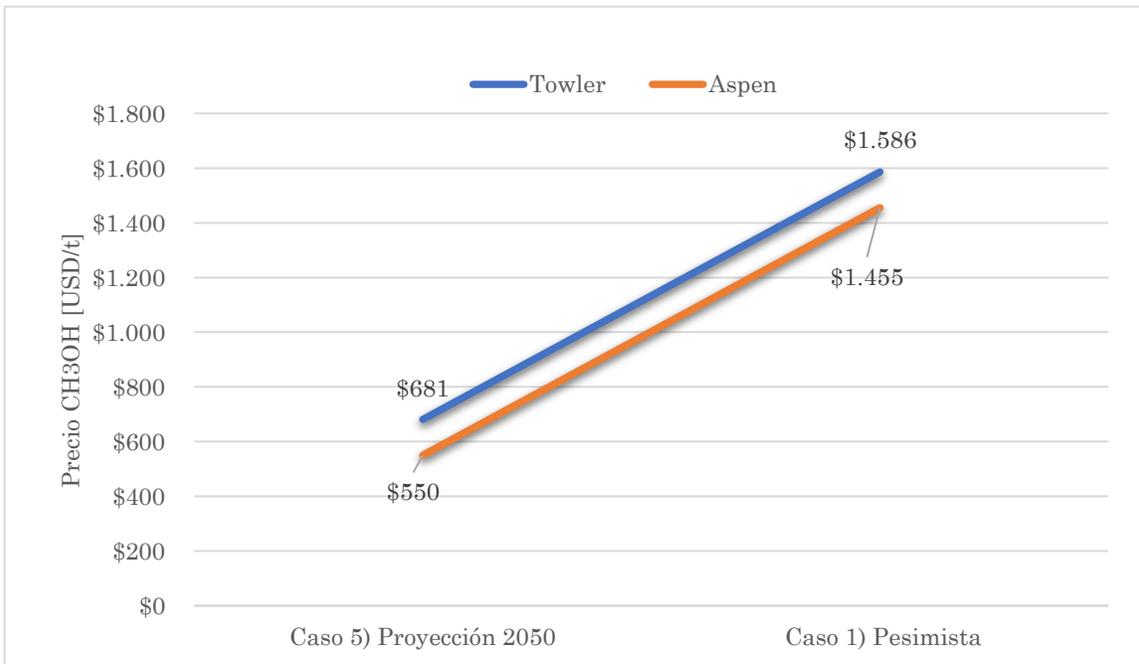


Figura 5.20. Precios de venta obtenidos metanol verde para Caso 1) y 5) en ambas metodologías.

6. Discusión

6.1. Análisis técnico

En este trabajo se evaluó la factibilidad técnica de la producción de metanol verde utilizando como materia prima dióxido de carbono e hidrógeno verde producido por energía eléctrica proveniente de los vientos de la zona de Magallanes.

Al analizar las etapas del proceso de producción de metanol verde simulado en Aspen Plus, se observó que las condiciones de operación y los equipos de proceso son similares a los sistemas de producción de metanol convencionales estudiados previamente en la literatura. Entonces, al tratarse de un proceso muy semejante al original, técnicamente llevar a cabo un proceso de producción de metanol verde es posible, ya que las condiciones de operación para el reactor (210°C, 78 bar) están dentro de los rangos establecidos, y la disponibilidad de equipos como compresores, intercambiadores, separadores, columnas de destilación y reactores ya existe para proceso de condiciones similares.

Las etapas del proceso son relevantes. La preparación de reactivos consta de un tren de compresión que, de no ser efectuado de manera eficiente, puede llevar a la falla del compresor por ingreso de líquido, provocando una pérdida de dinero considerable. La síntesis de metanol es un proceso altamente exotérmico, generando la oportunidad de reutilizar este calor mediante una integración de calor, lo que a su vez conlleva una disminución de costos de insumos. El reciclaje permite una mayor conversión de metanol, mejorando eficientemente la recuperación de este. La destilación posibilita la separación de la mezcla agua-metanol, que luego del reactor se encuentra en una relación molar aproximadamente de 1:1.

Además, el proceso que se simuló en Aspen Plus cumplió con el objetivo de producción que se planteó inicialmente, en base a una alimentación de electricidad renovable generada por una planta eólica de 30 MW que simula una escala real instalable en la zona de Magallanes, ya que se registró una producción de 22.265 toneladas al año de metanol verde con una pureza del 97,3%, con un consumo de reactivos aproximadamente de 4.500 toneladas al año de hidrógeno verde y 32.600 toneladas al año de dióxido de carbono. Por otra parte, los insumos necesarios para la operación en un periodo de un año corresponden aproximadamente a 78.000 m³ de agua de enfriamiento y 6.310 MWh de electricidad renovable. Según IRENA [24], para producir 1 tonelada de CH₃OH son necesarias 0,188 toneladas de H₂ y 1,373 toneladas de CO₂. Tomando esta referencia, se obtienen valores acordes mediante la simulación, ya que para producir 1 tonelada de metanol verde son necesarias 0,201 toneladas de hidrógeno verde y 1,464 toneladas de dióxido de carbono, con una desviación del 6,9% y 6,6% para el H₂ y CO₂ respectivamente.

Considerando que las plantas de metanol convencional a gran escala varían su capacidad de producción entre las 1.000.000 -1.700.000 t/año, la planta propuesta en este trabajo se consideraría como una planta productora a baja/mediana escala, mucho menor que las convencionales. Las dos únicas plantas industriales comercializadoras de metanol verde en el mundo son la de CRI en Islandia y la de DICP en China, con

una producción de 4.000 t/año y 1.000 t/año, por lo que la planta propuesta es de una magnitud considerablemente mayor, aproximadamente 5.5 veces la capacidad de CRI y 22 veces la capacidad de DICP.

Como esta planta estaría destinada a desarrollarse en la zona austral de Chile, es importante analizar la disponibilidad de los recursos necesarios para el proceso. Con respecto a la disponibilidad de los reactivos hay que considerar que, para el caso del hidrógeno verde, en Chile no se cuenta con proveedores de este suministro en la actualidad. Sin embargo, debido a los estudios previos de proyecciones realizadas por diversas agencias internacionales, Chile se posiciona como uno de los productores con mayor potencial para el hidrógeno verde en el mediano plazo (2030-2040), lo que lleva a anticipar que en el futuro se debiese tener un fácil acceso a este suministro en nuestro país. Entonces, considerando las proyecciones realizadas por McKinsey & Company (Figura 3.15), la producción a menor costo de hidrógeno verde se desarrollaría en la zona norte y sur de nuestro país. Ya que nuestro proyecto tendrá como ubicación la zona de Magallanes, se proyecta que para el año 2030 se tendrán los menores costos de producción de hidrógeno verde en Chile y en el mundo con un valor de 1,3 USD/kg H₂, siendo su principal competencia Australia con 1,7 USD/kg H₂.

Para el caso del dióxido de carbono, a nivel país existe una comercialización de este compuesto, ya sea como gas comprimido, líquido o en forma de hielo seco, mediante empresas como Indura o Linde. El costo de obtención del dióxido de carbono varía mucho según el método utilizado. En el caso de estudio se optó por la captura de este gas que es emitido por empresas en sus procesos productivos, ya que es una gran oportunidad el fomentar la captura del dióxido de carbono, lo que generaría ingresos para la empresa que lo comercialice, también pudiendo generar ingresos por comercialización de bonos de carbono y a la vez disminuyendo su emisión de GEI. Se fija como potenciales empresas suministradoras de dióxido de carbono en la zona de Magallanes a ENAP, Methanex y las cerveceras de gran escala de la zona.

Respecto a los insumos, la generación de electricidad renovable se lleva desarrollando hace bastante tiempo en nuestro país, donde ya existen empresas generadoras que suministran energía limpia a diversas industrias a través de licitaciones. Sin embargo, como el sector de las energías renovables está en constante evolución, además del hecho que Chile presenta un enorme potencial para desarrollar energías como la solar y eólica, es importante seleccionar una ubicación estratégica para esta planta donde se tenga acceso a electricidad con el menor costo. Según la gráfica realizada por McKinsey & Company (Figura 3.5) las zonas donde se manejan los menores costos para la electricidad renovable proyectados al largo plazo corresponden a la zona norte (Antofagasta) y zona sur (Magallanes) de nuestro país. Es por esto que se decide la ubicación del proyecto en la zona de Magallanes donde la electricidad tendrá un costo de 20 USD/MWh para el año 2030.

En síntesis, en base la disponibilidad de recursos, principalmente del hidrógeno verde y la electricidad renovable, sólo sería factible desarrollar este proyecto en la zona de Magallanes en un mediano o largo plazo.

6.2. Análisis económico

De la primera parte del análisis económico, correspondiente al cálculo de costo de los equipos del proceso, se observa una diferencia significativa entre el costo de instalación de los equipos estimado mediante la metodología de Towler y la de Aspen. Esta diferencia tiene su origen en el valor del factor de instalación que consideran ambas metodologías, ya que para Towler se consideraron factores con valores cercanos a 4 (ver Anexo 9.3.5) y Aspen considera factores variables propios según el tipo de equipo, con valores principalmente entre 1 - 2 y en pocas ocasiones cercanos 4. El costo de reactivos e insumos fue obtenido de literatura de forma tal que estos se encuentran respaldados para hacer uso como valores referenciales.

Los resultados obtenidos para los precios del metanol verde producido en la zona de Magallanes en Chile para los diferentes casos analizados nos demuestran que, los escenarios actuales y proyectados a corto plazo están lejos de ser competitivos en comparación con la producción de metanol convencional con valores cercano a los 1.500 USD/t para el escenario actual, 1.000 USD/t para el escenario del caso conservador y 800 USD/t para el caso optimista. El caso proyectado a 2030 posee un precio entre 741-610 USD/t. Los precios correspondientes al caso proyectado al 2050 son competitivos frente a los precios que maneja el mercado de metanol actualmente, ya que poseen valores entre los 550 – 681 USD/t comparado con los 350-500 USD/t registrados a la fecha. Los resultados obtenidos se encuentran dentro del rango de precios de e-metanol según IRENA y otras referencias [24,63], que para la actualidad fluctúa entre 800 – 1.600 USD/t, para el 2030 se espera un precio entre 400 – 700 USD/t y para el 2050 entre 250 – 630 USD/t. Que no sean competitivos hasta el 2050 es esperable, ya que actualmente las industrias del hidrógeno verde y energías renovables poseen costos de producción muy elevados, además de que recién se están implementando nuevas legislaciones que faciliten el uso de energías renovables en desmedro de las fósiles. Sin embargo, como se estudió en la literatura, se proyecta a largo plazo una reducción considerable en los costos de producción, principalmente el hidrógeno verde, el cual representa aproximadamente el 80 – 90% del costo total de producción del metanol verde en este proyecto. Además, el impuesto de carbono afectaría negativamente a las plantas de metanol convencionales. Si se implementara un valor de bono de carbono 100 USD/t CO_{2eq}, el precio del H₂ gris aumentaría a 3,0 USD/kg [20], lo que se reflejaría en un aumento del precio del metanol convencional.

Analizando los flujos de caja realizados, considerando como único parámetro variable el costo del hidrógeno verde, se demuestra claramente que las variaciones del costo del hidrógeno verde repercuten mucho más que cualquier otro parámetro en el precio del metanol verde. Al realizar variaciones del costo de la electricidad renovable no hubo un cambio significativo en el flujo de caja, debido a que se no se consideró en el presente proyecto la simulación de la planta de electrólisis.

Según estudios previos realizados a los análisis técnico-económico de plantas de metanol verde que consideran la producción de hidrógeno verde y captura de dióxido de carbono en el proceso, los costos de electricidad y agua se elevan principalmente debido al gran consumo energético del proceso de electrólisis mediante el uso de

electrolizadores. En la Figura 3.12 contenida en el marco teórico se presenta el costo de producción detallado de hidrógeno verde actual, en el cual claramente se observa que la energía eléctrica representa el valor mayor de los costos con casi un 64% del valor. Entonces, es acertado decir que, si el proyecto considerará la producción de hidrógeno verde en el proceso, al realizar variaciones en el costo de la electricidad renovable arrojaría valores muy distintos a los obtenidos en este trabajo, ya que este parámetro representaría el costo mayor del proceso y repercutiría significativamente en el precio final del metanol.

7. Conclusión

Del estudio bibliográfico realizado de la literatura, se concluye que el proceso de producción de metanol verde tiene como principal diferencia respecto a los demás métodos de producción el uso de hidrógeno verde y de dióxido de carbono como reactivos, los que otorgan la característica de un proceso eco-friendly. Además, es un proceso que solo genera oxígeno y agua como subproductos, por lo que sus emisiones de GEI son nulas.

Del estudio de mercado fue posible obtener las proyecciones del costo nivelado de electricidad eólica en Magallanes y del costo nivelado para la producción de hidrógeno verde en Magallanes de McKinsey & Company, los que reflejan una directa influencia en el costo de producir metanol verde.

Mediante Aspen Plus se logró simular exitosamente el proceso de síntesis de metanol verde para los flujos de alimentación fresca y producción requerida, equipos de proceso y condiciones de operación establecidas previamente. El esquema general del proceso que se obtuvo como resultado de la simulación, respeta la estructura característica de una unidad de síntesis de metanol convencional, considerando las etapas de preparación de reactivos, síntesis, reciclado/purga y destilación, además agregando la integración de calor necesaria para disminuir costos operacionales.

Del análisis técnico realizado se concluye que llevar a cabo un proceso de producción de metanol verde es factible, ya que este no presenta aspectos críticos relacionados con consumo de materia prima ni de energía, equipos necesarios para el proceso y condiciones de operación. Al establecerse las condiciones de operación de 210°C y 78 bar en la simulación, se obtuvo una conversión global del 93%. El flujo de metanol verde total producido fue de 22.265 t/año. También, se concluye que para producir una tonelada de metanol en esta planta se necesitan 0,201 toneladas de hidrógeno verde, 1,464 toneladas de dióxido de carbono, 3,60 m³ de agua de refrigeración y 0,291 MWh de electricidad renovable. Los datos obtenidos se encuentran en concordancia con los de literatura.

Del análisis económico realizado se concluye que los precios del metanol verde obtenidos, fijando una TIR del 35% para el proyecto, no son competitivos en el escenario planteado a corto plazo entre los años 2020-2030, ya que presentan valores entre los 1.500 – 800 USD/t, valor que dista mucho de los precios actuales del metanol. Sin embargo, los precios obtenidos considerando un escenario proyectado a largo plazo para los años 2030-2050 si resultaron ser competitivos, ya que presentan valores de

550- 681 USD/t para el caso que utiliza la inversión estimada por Aspen Económicos y la metodología de Towler respectivamente. Lo anterior sumado a que los bonos de carbono podrían aumentar el precio del metanol convencional, generarían un panorama competitivo para el metanol verde.

Para finalizar se tiene que producto de los análisis técnico y económico realizados al proceso de síntesis de metanol verde simulado, es técnicamente factible producir metanol verde a partir de hidrógeno verde y dióxido de carbono suministrados por terceros, sin embargo, económicamente no es factible realizar este proyecto en el corto plazo, debido a que actualmente los costos del proceso son muy elevados y los precios de venta del metanol verde no son competitivos en el mercado.

8. Bibliografía

- [1] International Energy Agency (IEA), “Key World Energy Statistics”, 2021. [Key World Energy Statistics 2021 \(windows.net\)](#)
- [2] Renewable Energy Policy Network for the 21st century (REN21), “Renewables Global Status Report”, 2022. [GSR2022 Full Report.pdf \(ren21.net\)](#)
- [3] Energía Abierta Comisión Nacional de Energía (CNE), “Reporte Mensual Sector Energético Abril”, 2023. [RMensual v202304.pdf \(cne.cl\)](#)
- [4] Energía Abierta Comisión Nacional de Energía (CNE), “Reporte Mensual ERNC Abril”, 2023. [RMensual ERNC v202304.pdf \(cne.cl\)](#)
- [5] Ministerio de Energía, “Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde,” 2020. [estrategia_nacional_de_hidrogeno_verde_-_chile.pdf \(energia.gob.cl\)](#)
- [6] ACERA, “Resultados del proceso de Licitación 2017/01,” 2017. [ACERA-Minuta-licitación-2017-01.pdf](#)
- [7] ACERA, “Mapa de Proyectos,” 2023. <https://acera.cl/mapa/#/map>
- [8] International Renewable Energy Agency (IRENA), “Green Hydrogen: A guide to policy making”, 2020.
- [9] Osman, A. I. & Mehta, N., “Hydrogen production, storage, utilisation and environmental impacts: a review,” 2021.
- [10] Fúnez, C. & Reyes-Bozo, L., “El hidrógeno como vector energético. Santiago: Centro de Comunicación de las Ciencias”, 2019.
- [11] Hartmann, N. & Martinez, K., “Construcción de una Estrategia para el desarrollo del mercado de hidrógeno verde en Chile a través de Acuerdos Público Privados,” 2019.
- [12] Alianza estratégica hidrógeno verde Bio-bio, “Manual del hidrógeno verde”, 2021.
- [13] Ministerio de energía, “Identificación de Potenciales Renovables: Caso Eólico Hidrógeno Verde en la Región de Magallanes y de la Antártica Chilena”, 2021.
- [14] Deutsche Gesellschaft für and Internationale Zusammenarbeit (GIZ), “Tecnologías del hidrógeno y perspectivas para Chile,” 2019.
- [15] Nikolaidis, P. & Poullikkas, A., “A comparative overview of hydrogen production processes,” 2016.

- [16] Pedro Olate Godoy, “Estudio de factibilidad técnico y económico para el reemplazo de las importaciones de amoníaco de ENAEX por amoníaco verde producido en Chile”, 2022.
- [17] International Renewable Energy Agency (IRENA), “Green Hydrogen Cost Reduction: Scaling up Electrolysers to Meet the 1.50C Climate Goal,” 2020.
- [18] International Energy Agency (IEA), “Global Hydrogen Review,” 2022.
- [19] Hydrogen Council, “Path to hydrogen competitiveness”, 2020.
- [20] Hydrogen Council, “Hydrogen Insights”, 2021.
- [21] Hydrogen Council, “Hydrogen Insights”, 2023.
- [22] Linde México, “Hidrógeno Linde”, 2023. [Usos y aplicaciones del gas Hidrógeno e Hidrógeno líquido por industrias | Linde México](#)
- [23] CORFO, Ministerio de Energía, “Hidrógeno Verde: Estrategia para el mercado del hidrógeno verde en Chile”, 2019.
- [24] International Renewable Energy Agency (IRENA) and Methanol Institute, “Innovation Outlook: Renewable Methanol”, 2021.
- [25] Methanol Institute, “About Methanol”, 2023.
- [26] Methanex, “Sustainability Report”, 2021.
- [27] Methanex, “Sustainability Report”, 2022.
- [28] Bazaluk, O. et al., “Assessment of Green Methanol Production Potential and Related Economic and Environmental Benefits: The Case of China”, 2020.
- [29] Olah, G. A. et al., “Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy, 3rd ed., Wiley-VCH, Weinheim, Germany”, 2018.
- [30] Pérez-Fortes, M. et al., “Methanol synthesis using captured CO₂ as raw material: Techno-economic and environmental assessment”, 2016.
- [31] Hank, C. et al., “Economics and carbon dioxide avoidance cost of methanol production based on renewable hydrogen and recycled carbon dioxide – power-to-methanol”, 2018.
- [32] Tian, Z. et al., “The effect of methanol production and application in internal combustion engines on emissions in the context of carbon neutrality: a review”, 2022.
- [33] Chatterton, C., “Methanol as a vessel fuel and energy carrier”, 2019.
- [34] Methanol Institute (MI), “Methanol as a Marine Fuel”, 2020.
- [35] Methanol Institute (MI), “Methanol Safe Handling Manual 5th Edition”, 2020.
- [36] McGrath, K. M. et al., “Direct methanol fuel cells”, 2004.
- [37] Media Center, Zhejiang Geely Holding Group, “The Geely World of Methanol”, 2020.
- [38] Bell, D. et al., “Coal Gasification and Its Applications”, 2010.
- [39] Kajaste, R. et al., “Methanol – managing greenhouse gas emissions in the production chain by optimizing the resource base”, 2018.
- [40] Ott, J. et al., “Methanol, in Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry”, 2012.
- [41] Fiedler, E. et al., “Methanol, in: Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry”, 2003.

- [42] Celia, M. A., “Geological storage of captured carbon dioxide as a large-scale carbon mitigation option”, 2017.
- [43] Consoli, C., “Bioenergy and carbon capture and storage, 2019 perspective”, 2019.
- [44] International Renewable Energy Agency (IRENA), “Global Renewables Outlook: Energy transformation 2050”, 2020.
- [45] Carbon Recycling International (CRI), “George Olah Renewable Methanol Plant”, 2020.
- [46] American Association for the Advancement of Science (AAAS), “Thousand-ton scale demonstration of solar fuel synthesis starts operation in Lanzhou, China”, 2020.
- [47] HIF Global, “Haru Oni plant”, 2023.
- [48] Methanol Market services Asia (MMSA), “Methanol price and supply/demand”, 2020. [Methanol Price|Methanol Institute|www.methanol.org](#)
- [49] Irlam, L., “Global Cost of Carbon Capture and Storage”, 2017. www.globalccsinstitute.com/resources/publications-reports-research/global-costs-of-carbon-capture-and-storage/
- [50] Fasihi, M. et al., “Techno-economic assessment of CO₂ direct air capture plants”, 2019.
- [51] Sanz-Pérez, E. S. et al., “Direct capture of CO₂ from ambient air”, 2016.
- [52] Sunggyu Lee, “Methanol Synthesis Technology”, 1990.
- [53] Sheldon, D., “Methanol production - A technical history”, 2017.
- [54] Methanex, “Annual report”, 2022.
- [55] ENAP, “Reporte integrado”, 2022.
- [56] Bussche, K.M.V. & Froment, G.F., “A Steady-State Kinetic Model for Methanol Synthesis and the Water Gas Shift Reaction on a Commercial Cu/ZnO/Al₂O₃ Catalyst”, 1996.
- [57] Mignard, D. & Pritchard, C., “On the use of electrolytic hydrogen from variable renewable energies for the enhanced conversion of biomass to fuels”, 2008.
- [58] Graaf, G.H. et al., “Chemical equilibria in methanol synthesis”, 1986.
- [59] Van-Dal, É.S. & Bouallou, C., “Design and simulation of a methanol production plant from CO₂ hydrogenation”, 2013.
- [60] Kamal I.M. Al-Malah., “Aspen Plus Chemical Engineering Applications”, 2017.
- [61] Nieminen, H., et al., “CO₂ Hydrogenation to Methanol by a Liquid-Phase Process with Alcoholic Solvents: A Techno-Economic Analysis”, 2019.
- [62] Cui, X. et al., “Energy analysis and surrogate modeling for the green methanol production under dynamic operating conditions”, 2021.
- [63] Gu, Y. et al., “Techno-economic analysis of green methanol plant with optimal design of renewable hydrogen production: A case study in China”, 2021.
- [64] INTECH GmbH, “Ejemplos de cálculo y selección de compresores,” 2021.
- [65] Zhang, H. et al., “Techno-economic comparison of green ammonia production processes,” 2019.

- [66] Towler, S. & Sinnott, R. “Chemical Engineering Design: Principles, Practice, and Economics of Plants and Process Design”, 2013.
- [67] Chemical Engineering, “Chemical Engineering Plant Cost Index”, 2023. [Chemical Engineering \(chemengonline.com\)](http://chemengonline.com)
- [68] Coulson & Richardson’s, “Chemical Engineering Design”, 2005.

9. Anexos

9.1. Anexos marco teórico

9.1.1. Bonos de carbono

Los bonos de carbono, créditos de carbono o bonos verdes como también se les denomina, corresponden a un mecanismo internacional de descontaminación cuyo objetivo es la reducir las emisiones de GEI que causan el calentamiento global. Este es un certificado comercializable que representa la evitación o eliminación de una tonelada de emisiones de dióxido de carbono equivalente (tonCO_{2eq}).

Con incentivos económicos se busca que las empresas privadas contribuyan a la mejora de la calidad ambiental, considerando que puedan emitir CO₂ como un bien canjeable y con un precio establecido en el mercado. La transacción de los bonos de carbono (un bono de carbono representa el derecho a emitir una tonelada de dióxido de carbono) permite mitigar la generación de GEI, beneficiando a las empresas que no emiten o disminuyen la emisión y haciendo pagar a las que emiten más de lo permitido.

Las reducciones de emisiones de GEI (Gases Efecto Invernadero) se miden en toneladas de CO₂ equivalente, y se traducen en CER (Certificados de Emisiones Reducidas). Un CER equivale a unas 76 toneladas de CO₂ que se puede emitir a la atmosfera, y puede ser vendido en el mercado de carbono a países industrializados, de acuerdo con la nomenclatura del Protocolo de Kioto. Entonces, considerando un precio proyectado para el año 2025-2030, se determinó que para el análisis económico realizado en este trabajo el precio de venta de una tonelada métrica de CO_{2eq} corresponde a 50 USD/ton CO_{2eq} [12,24,31]

Tabla 9.1. Utilidades anuales por bonos de carbono.

Bonos de carbono	
Ahorro respecto proceso convencional	1,72 t CO ₂ / t CH ₃ OH
Metanol producido	22.265 t CH ₃ OH/ año
Dióxido de carbono equivalente	38.296 t CO _{2eq} / año
Impuesto al carbono	50 USD/ t CO _{2eq}
Utilidades	\$1.914.790 USD/ año

9.2. Anexos análisis técnico

9.2.1. Cálculo de materias primas

Para calcular los requerimientos de materias primas se toma como base de cálculo la capacidad de producción de una planta eólica de 30 MW, ya que es una potencia real en comparación con las plantas eólicas de la zona. Esta planta alimenta el proceso de electrólisis que generará el hidrógeno verde a utilizar en la producción de metanol. Se supone una eficiencia del 70% para el electrolizador PEM. Haciendo uso del calor de formación del agua, 285,8 MJ/kmol, más los datos mencionados anteriormente, es posible obtener la cantidad de hidrógeno verde generado en la electrólisis de la siguiente forma.

$$30 \text{ MW} * \frac{1 \text{ kmol}}{285,8 \text{ MJ}} * 0,7 * \frac{3.600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 264,52 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ H}_2\text{O} = 264,52 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ H}_2$$
$$264,52 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ H}_2 = 533,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ H}_2$$

Luego, obtenida la cantidad de hidrógeno verde producida en la electrólisis, se realiza el cálculo de la cantidad de dióxido de carbono necesaria en el proceso mediante la estequiometría de la reacción química haciendo uso de la relación molar 3/1 = H₂/CO₂.

$$88,17 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ CO}_2 = 3.880,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ CO}_2$$

De esta forma se obtiene la cantidad de alimentación necesaria para la síntesis de metanol. Asumiendo que un año son 350 días, se alimentan 4.478,8 t/año de H₂ y 32.595,4 t/año de CO₂.

9.2.2. Cálculo electrólisis

Debido a que el proceso de electrólisis está regido por la Ec. (1)



Cada 1 mol de hidrógeno verde producido es necesario el consumo de 1 mol de agua. De esta forma, la cantidad necesaria de agua desmineralizada que debe ingresar al electrolizador PEM de 30 MW de capacidad es la siguiente.

$$264,52 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ H}_2\text{O} = 4.765,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ H}_2\text{O}$$

Ya que la densidad del agua es 997 kg/m³, la cantidad de agua desmineralizada necesaria para el proceso es de 4,7796 m³/h, lo que es equivalente a 40.148,5 m³/año.

9.2.3. Cálculo consumo agua de refrigeración

Los intercambiadores que requieren agua de refrigeración para enfriar las corrientes son HX1, HX2, HX3, HX6 y HX8. Estos utilizan agua de refrigeración a 5°C, que luego

del intercambio de calor sale a 60°C. La Tabla 9.2 resume los cálculos efectuados en Excel para obtener el consumo de agua de refrigeración.

Tabla 9.2. Consumo total agua de refrigeración.

Equipo	Calor involucrado [kW]	Agua requerida [kg/s]	Agua requerida [L/h]	Agua requerida [m3/año]
HX1	89,8	0,07	236,05	1.982,86
HX2	109,18	0,08	287,00	2.410,78
HX3	120,27	0,09	316,15	2.655,66
HX6	2.282,14	1,66	5998,99	50.391,50
HX8	929,81	0,68	2444,16	20.530,96
Total	3.531,2	2,571	9.282,35	77.971,75
Consideraciones				
Cp	4,186 [kJ/kg*K]			
ΔT	328,15 [K]			

9.2.4. Cálculo consumo electricidad renovable

El consumo de electricidad renovable es utilizado en la electrólisis y en el proceso de síntesis de metanol. Para este caso, es producida mediante una planta eólica de 30 MW de potencia. El cálculo para un año calendario (350 días) es el siguiente

$$30 \text{ MW} * 8.400 \frac{h}{\text{año}} = 252.000 \frac{MWh}{\text{año}}$$

La cantidad de electricidad requerida por los equipos en el proceso de síntesis de metanol está determinada en la Tabla 9.3

Tabla 9.3. Consumo total electricidad renovable.

Equipo	Consumo [kW]	Consumo [hp]	Energía requerida [MWh/año]
CP1	99,9	133,97	839,16
CP2	103,3	138,52	867,72
CP3	100,8	135,17	846,72
CP4	89,6	120,15	752,64

CP5	274,8	368,51	2308,32
CP6	66,3	88,91	556,92
CP7	16	21,46	134,40
Total	750,7	1.006,69	6.305,88

9.2.5. Simulación planta de metanol verde

9.2.5.1. Cálculos previos

9.2.5.1.1. Dimensionamiento reactor Rplug

El reactor Rplug utilizado es uno multitubular adiabático de 0,05m de diámetro y 2m de largo con una cantidad de 1.000 tubos. Con estos parámetros, y asumiendo un 50% extra de dimensionamiento para asegurar la conversión, el volumen del reactor es el siguiente

$$V_{react} = \pi * \left(\frac{0,05}{2}\right)^2 * 2 * 1000 * 1,5$$

$$V_{react} = 5,89 \text{ m}^3$$

La cantidad de catalizador presente en el reactor se calcula utilizando su densidad 1.775 kg/m³ y su porosidad asumida de 0,5.

$$m_{cat} = 4,91 \text{ m}^3 * 1.775 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,5$$

$$m_{cat} = 4.358 \text{ kg}$$

Suponiendo una vida útil de 4 años para el catalizador, se reemplaza un promedio de 1.089 kg por año. Asumiendo el precio del catalizador 105 USD/kg [30], el costo por año es de 114.345 USD.

9.2.5.1.2. Etapas de compresores

Para determinar el número de etapas de compresión se utilizan las ecuaciones planteadas por la empresa de ingeniería INTECH GmbH [65]

$$x^n = \frac{P_f}{P_i}$$

Donde

- x : Relación de compresión máxima
- n : Número de etapas de compresión
- P_i, P_f : Presión de entrada y descarga del fluido, respectivamente

El número de etapas n , se despeja de la siguiente ecuación aplicando logaritmo y reordenando. Para efectos de cálculo, se supone un valor de $x = 4$. También se debe considerar redondear el resultado hasta el entero superior más cercano

$$n = \frac{\log\left(\frac{P_f}{P_i}\right)}{\log(x)}$$

Para el caso del tren de compresión en la alimentación de dióxido de carbono

$$n = \frac{\log\left(\frac{78}{1}\right)}{\log(4)} = 3,14 \approx 4$$

La siguiente tabla resume las características de los compresores y sus respectivas etapas.

Tabla 9.4. Numero de etapas compresores planta de CH₃OH verde.

Compresor	Descripción	Pi [bar]	Pf [bar]	n
Tren compresión	Dióxido de carbono	1	78	4
CP5	Hidrógeno verde	30	78	1
CP6	Reciclo	75	78	1
CP7	Final	1	1,2	1

9.2.5.2. Datos iniciales

Select components

Component ID	Type	Component name	Alias
▶ CH3OH	Conventional	METHANOL	CH4O
▶ CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
▶ CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO
▶ H2	Conventional	HYDROGEN	H2
▶ H2O	Conventional	WATER	H2O

Find Elec Wizard SFE Assistant User Defined Reorder Review

Figura 9.1. Selección de componentes planta de metanol verde.

Property methods & options

Method filter: COMMON

Base method: RKSMHV2

Henry components: [empty]

Petroleum calculation options

Free-water method: STEAM-TA

Water solubility: 3

Electrolyte calculation options

Chemistry ID: [empty]

Use true components

Method name: RKSMHV2 [Methods Assistant...]

Modify

EOS: ESRKSV2

Data set: 1

Liquid gamma: [empty]

Data set: [empty]

Liquid molar enthalpy: HLMX99

Liquid molar volume: VLMX46

Heat of mixing

Poynting correction

Use liquid reference state enthalpy

Figura 9.2. Selección de modelo termodinámico planta de metanol verde.

Specifications

Flash Type: Temperature Pressure

State variables

Temperature: 25 C

Pressure: 1 bar

Vapor fraction: [empty]

Total flow basis: Mole

Total flow rate: [empty] kmol/hr

Solvent: [empty]

Reference Temperature

Volume flow reference temperature: [empty] C

Component concentration reference temperature: [empty] C

Composition: Mole-Flow kmol/hr

Component	Value
CH3OH	
CO2	88,1733
CO	
H2	
H2O	
Total	88,1733

Figura 9.3. Especificaciones flujo de entrada dióxido de carbono planta de metanol verde.

Specifications

Flash Type: Temperature Pressure

State variables

Temperature: 25 C

Pressure: 30 bar

Vapor fraction: [empty]

Total flow basis: Mole

Total flow rate: [empty] kmol/hr

Solvent: [empty]

Reference Temperature

Volume flow reference temperature: [empty] C

Component concentration reference temperature: [empty] C

Composition: Mole-Flow kmol/hr

Component	Value
CH3OH	
CO2	
CO	
H2	264,52
H2O	
Total	264,52

Figura 9.4. Especificaciones flujo de entrada hidrógeno verde planta de metanol verde.

9.2.5.3. Parámetros de entrada equipos

The screenshot shows a software interface for defining compressor parameters. It is divided into three main sections:

- Model and type:** The 'Model' is set to 'Compressor' (selected with a radio button) and 'Turbine' is unselected. The 'Type' is set to 'Isentropic' in a dropdown menu.
- Outlet specification:** Four radio buttons are present: 'Discharge pressure', 'Pressure increase', 'Pressure ratio', and 'Power required'. The 'Pressure ratio' option is selected. The value for 'Pressure ratio' is entered as '3'. The units for 'Discharge pressure', 'Pressure increase', and 'Power required' are set to 'bar' and 'kW' respectively. There is also an option 'Use performance curves to determine discharge conditions' which is unselected.
- Efficiencies:** Three input fields are shown: 'Isentropic' with a value of '0,75', 'Polytropic' (empty), and 'Mechanical' (empty).

Figura 9.5. Parámetros de entrada compresor CP1.

The screenshot shows a software interface for defining heat exchanger parameters. It is titled 'Flash specifications' and contains the following fields:

- Flash Type:** A dropdown menu set to 'Temperature'.
- Pressure-drop correlation parameter:** A dropdown menu set to 'Pressure-drop correlation parameter'.
- Temperature:** An input field with the value '38' and a unit dropdown set to 'C'.
- Temperature change:** An input field with a unit dropdown set to 'C'.
- Degrees of superheating:** An input field with a unit dropdown set to 'C'.
- Degrees of subcooling:** An input field with a unit dropdown set to 'C'.
- Pressure:** An input field with a unit dropdown set to 'bar'.
- Duty:** An input field with a unit dropdown set to 'cal/sec'.
- Vapor fraction:** An input field.
- Pressure drop correlation parameter:** An input field with the value '0,02'.
- Always calculate pressure drop correlation parameter:** An unchecked checkbox.

Figura 9.6. Parámetros de entrada intercambiador HX1.

Model and type

Model Compressor Turbine

Type **Isentropic**

Outlet specification

Discharge pressure [] bar

Pressure increase [] bar

Pressure ratio [**3**]

Power required [] kW

Use performance curves to determine discharge conditions

Efficiencies

Isentropic **0,75** Polytropic [] Mechanical []

Figura 9.7. Parámetros de entrada compresor CP2.

Flash specifications

Flash Type **Temperature**

Pressure-drop correlation parameter

Temperature [**38**] C

Temperature change [] C

Degrees of superheating [] C

Degrees of subcooling [] C

Pressure [] bar

Duty [] cal/sec

Vapor fraction []

Pressure drop correlation parameter [**0,02**]

Always calculate pressure drop correlation parameter

Figura 9.8. Parámetros de entrada intercambiador HX2.

Model and type

Model Compressor Turbine

Type **Isentropic**

Outlet specification

Discharge pressure [] bar

Pressure increase [] bar

Pressure ratio [**3**]

Power required [] kW

Use performance curves to determine discharge conditions

Efficiencies

Isentropic **0,75** Polytropic [] Mechanical []

Figura 9.9. Parámetros de entrada compresor CP3.

Flash specifications

Flash Type **Temperature** **Pressure-drop correlation parameter**

Temperature **38** C

Temperature change C

Degrees of superheating C

Degrees of subcooling C

Pressure bar

Duty cal/sec

Vapor fraction

Pressure drop correlation parameter **0,02**

Always calculate pressure drop correlation parameter

Figura 9.10. Parámetros de entrada intercambiador HX3.

Model and type

Model Compressor Turbine

Type **Isentropic**

Outlet specification

Discharge pressure **78** bar

Pressure increase bar

Pressure ratio

Power required kW

Use performance curves to determine discharge conditions

Efficiencies

Isentropic **0,75** Polytropic Mechanical

Figura 9.11. Parámetros de entrada compresor CP4.

Model and type

Model Compressor Turbine

Type **Isentropic**

Outlet specification

Discharge pressure **78** bar

Pressure increase bar

Pressure ratio

Power required kW

Use performance curves to determine discharge conditions

Efficiencies

Isentropic **0,75** Polytropic Mechanical

Figura 9.12. Parámetros de entrada compresor CP5.

Model and type

Model Compressor Turbine

Type **Isentropic**

Outlet specification

Discharge pressure **bar**

Pressure increase bar

Pressure ratio

Power required kW

Use performance curves to determine discharge conditions

Efficiencies

Isentropic Polytropic Mechanical

Figura 9.13. Parámetros de entrada compresor CP6.

Model fidelity

Shortcut Detailed

Shell & Tube Kettle Reboiler

Thermosyphon Air Cooled

Plate

Hot fluid

Shell Tube

Shortcut flow direction

Countercurrent Cocurrent

Multipass, calculate number of shells

Multipass, shells in series

Calculation mode **Design**

Exchanger specification

Specification **Cold stream outlet temperature**

Value **C**

Exchanger area sqm

Constant UA cal/sec-K

Minimum temperature approach **C**

Reconcile

Figura 9.14. Parámetros de entrada intercambiador HX4.

Reactor type **Adiabatic reactor**

Operating condition

No additional specification required!

Multitube reactor Number of tubes

Diameter varies along the length of the reactor

Tube dimensions

Length **meter**

Diameter **meter**

Figura 9.15. Parámetros de entrada reactor R1.

Catalyst present in reactor

Ignore catalyst volume in rate/residence time calculations

Specifications

Bed voidage

Particle density

Particle geometry

Diameter

Shape factor

Figura 9.16. Parámetros de entrada reactor R1. Pt2

Flow split specification for outlet streams

Stream	Specification	Basis	Value	Units	Key Comp No	Stream order
▶ 15	Split fraction		0,6			
▶ 18						

Figura 9.17. Parámetros de entrada divisor DIV1.

Model fidelity

Shortcut
 Detailed
 Shell & Tube
 Kettle Reboiler
 Thermosyphon
 Air Cooled
 Plate

Hot fluid

Shell
 Tube

Shortcut flow direction

Countercurrent
 Cocurrent
 Multipass, calculate number of shells
 Multipass, shells in series

Calculation mode

Exchanger specification

Specification

Value

Exchanger area

Constant UA

Minimum temperature approach

Figura 9.18. Parámetros de entrada intercambiador HX5.

Flash specifications

Flash Type: **Temperature** (dropdown), **Pressure-drop correlation parameter** (dropdown)

Temperature: 35 C (dropdown)

Temperature change: (input) C (dropdown)

Degrees of superheating: (input) C (dropdown)

Degrees of subcooling: (input) C (dropdown)

Pressure: (input) bar (dropdown)

Duty: (input) cal/sec (dropdown)

Vapor fraction: (input)

Pressure drop correlation parameter: 0,02 (input)

Always calculate pressure drop correlation parameter

Figura 9.19. Parámetros de entrada intercambiador HX6.

Flash specifications

Flash Type: **Temperature** (dropdown), **Pressure** (dropdown)

Temperature: 35 C (dropdown)

Pressure: 75 bar (dropdown)

Duty: (input) cal/sec (dropdown)

Vapor fraction: 1 (input)

Figura 9.20. Parámetros de entrada separador flash KO1.

Flow split specification for outlet streams

Stream	Specification	Basis	Value	Units	Key Comp No	Stream order
PURG	Split fraction (dropdown)		0,01			
25						

Figura 9.21. Parámetros de entrada divisor DIV2.

Calculation type

Adiabatic flash for specified outlet pressure (pressure changer)

Calculate valve flow coefficient for specified outlet pressure (design)

Calculate outlet pressure for specified valve (rating)

Pressure specification

Outlet pressure: 10 bar (dropdown)

Pressure drop: (input) bar (dropdown)

Valve operating specification

% Opening: (input)

Flow coef: (input)

Figura 9.22. Parámetros de entrada válvula VLV1.

Calculation type

Adiabatic flash for specified outlet pressure (pressure changer)

Calculate valve flow coefficient for specified outlet pressure (design)

Calculate outlet pressure for specified valve (rating)

Pressure specification

Outlet pressure

Pressure drop

Valve operating specification

% Opening

Flow coef

Figura 9.23. Parámetros de entrada válvula VLV2.

Flash specifications

Flash Type

Temperature

Pressure

Duty

Vapor fraction

Figura 9.24. Parámetros de entrada separador flash TKFL1.

Setup options

Calculation type

Number of stages

Condenser

Reboiler

Valid phases

Convergence

Operating specifications

Distillate rate

Reflux ratio

Free water reflux ratio

Figura 9.25. Parámetros de entrada columna de destilación DT1.

Feed streams

Name	Stage	Convention
▶ 32	5	Above-Stage

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow Ratio	Feed Specs
▶ AGUA	10	Liquid	Mole		kmol/hr		Feed basis
▶ 34	1	Vapor	Mole		kmol/hr		Feed basis

Figura 9.26. Parámetros de entrada columna de destilación DT1. Pt2

View Top / Bottom

Top stage / Condenser pressure

Stage 1 / Condenser pressure bar

Stage 2 pressure (optional)

Stage 2 pressure bar

Condenser pressure drop bar

Pressure drop for rest of column (optional)

Stage pressure drop bar

Column pressure drop bar

Figura 9.27. Parámetros de entrada columna de destilación DT1. Pt3

Model fidelity

Shortcut

Detailed

Shell & Tube

Kettle Reboiler

Thermosyphon

Air Cooled

Plate

Hot fluid

Shell

Tube

Shortcut flow direction

Countercurrent

Cocurrent

Multipass, calculate number of shells

Multipass, shells in series

Calculation mode Design

Exchanger specification

Specification Cold stream outlet vapor fraction

Value

Exchanger area sqm

Constant UA cal/sec-K

Minimum temperature approach C

Reconcile

Figura 9.28. Parámetros de entrada rehervidor DT1REB.

Model and type

Model Compressor Turbine

Type **Isentropic**

Outlet specification

Discharge pressure **bar**

Pressure increase bar

Pressure ratio

Power required kW

Use performance curves to determine discharge conditions

Efficiencies

Isentropic Polytropic Mechanical

Figura 9.29. Parámetros de entrada compresores CP7.

Flash specifications

Flash Type **Temperature**

Pressure-drop correlation parameter

Temperature **C**

Temperature change C

Degrees of superheating C

Degrees of subcooling C

Pressure bar

Duty cal/sec

Vapor fraction

Pressure drop correlation parameter

Always calculate pressure drop correlation parameter

Figura 9.30. Parámetros de entrada intercambiador HX8.

Flash specifications

Flash Type **Temperature** **Pressure**

Temperature **C**

Pressure **bar**

Duty cal/sec

Vapor fraction

Figura 9.31. Parámetros de entrada separador flash KO2.

9.2.5.4. Parámetros de entrada reacción

1) CO₂ + 3 H₂ --> CH₃OH(MIXED) + H₂O(MIXED)

Reacting phase: Vapor Rate basis: Cat (wt)

LHHW kinetic expression

$$r = \frac{[\text{Kinetic factor}][\text{Driving force expression}]}{[\text{Adsorption expression}]}$$

Kinetic factor

If To is specified Kinetic factor = $k(T/T_o)^n e^{-(E/R)[1/T-1/T_o]}$

If To is not specified Kinetic factor = $kT^n e^{-E/RT}$

k: 1

n: 0

E: 0 kJ/kmol

To: C

Solids

Driving Force

Adsorption

Figura 9.32. Parámetros de entrada reacción de hidrogenación de dióxido de carbono para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.

Driving Force Expression

Reacting phase: Vapor

[Ci] basis: Partial pressure

Enter term: Term 1

Term 1

Concentration exponents for reactants		Concentration exponents for products	
Component	Exponent	Component	Exponent
CO ₂	1	CH ₃ OH	0
H ₂	1	H ₂ O	0

Coefficients for driving force constant

A: -29,87 B: 4811,2 C: 0 D: 0

Figura 9.33. Parámetros “Driving Force Expression” del término 1 reacción de hidrogenación de dióxido de carbono para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.

Driving Force Expression

Reacting phase: Vapor

[Ci] basis: Partial pressure

Enter term: Term 2

Term 2

Concentration exponents for reactants		Concentration exponents for products	
Component	Exponent	Component	Exponent
CO2	0	CH3OH	1
H2	-2	H2O	1

Coefficients for driving force constant

A: 17,55 B: -2249,8 C: 0 D: 0

Figura 9.34. Parámetros “Driving Force Expression” del término 2 reacción de hidrogenación de dióxido de carbono para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.

Adsorption Expression

Reacting phase: Vapor

[Ci] basis: Partial pressure

Adsorption expression exponent: 3

Concentration exponents					
Component	Term no. 1	Term no. 2	Term no. 3	Term no. 4	
H2	0	-1	0,5	0	
H2O	0	1	0	1	

Adsorption constants					
Term no.	1	2	3	4	
Coefficient A	0	8,147	-6,452	-34,95	
Coefficient B	0	0	2068,4	14928,9	
Coefficient C	0	0	0	0	
Coefficient D	0	0	0	0	

Figura 9.35. Parámetros “Adsorption Expression” reacción de hidrogenación de dióxido de carbono para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.

1) CO₂ + H₂ --> H₂O(MIXED) + CO(MIXED)

Reacting phase: Vapor Rate basis: Cat (wt)

LHHW kinetic expression

$$r = \frac{[\text{Kinetic factor}][\text{Driving force expression}]}{[\text{Adsorption expression}]}$$

Kinetic factor

If To is specified Kinetic factor = $k(T/T_o)^n e^{-(E/R)[1/T-1/T_o]}$

If To is not specified Kinetic factor = $kT^n e^{-E/RT}$

k: 1

n: 0

E: 0 kJ/kmol

To: C

Solids

Driving Force

Adsorption

Figura 9.36. Parámetros de entrada reacción “Water-Gas Shift” para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.

Driving Force Expression

Reacting phase: Vapor

[C_i] basis: Partial pressure

Enter term: Term 1

Term 1

Concentration exponents for reactants			Concentration exponents for products		
	Component	Exponent		Component	Exponent
▶	CO ₂	1	▶	H ₂ O	0
▶	H ₂	0	▶	CO	0

Coefficients for driving force constant

A: 4,804 B: -11797,5 C: 0 D: 0

Figura 9.37. Parámetros “Driving Force Expression” del término 1 reacción “Water-Gas Shift” para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.

Driving Force Expression ×

Reacting phase: Vapor

[C_i] basis: Partial pressure

Enter term: Term 2

Term 2

Concentration exponents for reactants		Concentration exponents for products	
Component	Exponent	Component	Exponent
CO ₂	0	H ₂ O	1
H ₂	-1	CO	1

Coefficients for driving force constant

A: 0,131 B: -7023,5 C: 0 D: 0

Figura 9.38. Parámetros “Driving Force Expression” del término 2 reacción “Water-Gas Shift” para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.

Adsorption Expression

Reacting phase: Vapor

[C_i] basis: Partial pressure

Adsorption expression exponent: 1

Concentration exponents					
Component	Term no. 1	Term no. 2	Term no. 3	Term no. 4	
H ₂	0	-1	0,5	0	
H ₂ O	0	1	0	1	

Adsorption constants					
Term no.	1	2	3	4	
Coefficient A	0	8,147	-6,452	-34,95	
Coefficient B	0	0	2068,4	14928,9	
Coefficient C	0	0	0	0	
Coefficient D	0	0	0	0	

Figura 9.39. Parámetros “Absorption Expression” reacción “Water-Gas Shift” para síntesis de metanol mediante modelo LHHW.

9.2.5.5. Balances de materia

	Units	CO2	2	3	4	5	6	7	8
Mass Entropy	cal/gm-K	0,01573	0,029936	-0,0260714	-0,0119699	-0,0786612	-0,0649848	-0,138456	-0,126339
Molar Density	mol/cc	4,05411e-05	9,01895e-05	0,000117481	0,000261831	0,000362149	0,00079989	0,00119245	0,00246269
Mass Density	gm/cc	0,0017842	0,00396922	0,00517033	0,0115231	0,0159381	0,035203	0,0524797	0,108382
Enthalpy Flow	cal/sec	-2,30225e+06	-2,27839e+06	-2,29984e+06	-2,27517e+06	-2,30124e+06	-2,27717e+06	-2,3059e+06	-2,28449e+06
Average MW		44,0098	44,0098	44,0098	44,0098	44,0098	44,0098	44,0098	44,0098
+ Mole Flows	kmol/hr	88,1733							
+ Mole Fractions									
- Mass Flows	kg/hr	3880,49							
CH3OH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	3880,49	3880,49	3880,49	3880,49	3880,49	3880,49	3880,49	3880,49
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0

Figura 9.40. Balances de materia planta de metanol verde Aspen Plus.

	Units	H2	10	11	12	INREAC	OUTREAC	RECIC	22
Molar Density	mol/cc	0,00118784	0,00213141	0,00221283	0,00276515	0,00188815	0,00164005	0,00292382	0,00276627
Mass Density	gm/cc	0,00239455	0,00429667	0,0276921	0,0212694	0,0145236	0,0136901	0,0196111	0,023091
Enthalpy Flow	cal/sec	458,739	66098,8	-2,21839e+06	-6,67433e+06	-6,01096e+06	-6,01096e+06	-4,45594e+06	-7,20552e+06
Average MW		2,01588	2,01588	12,5144	7,69196	7,69196	8,34735	6,70736	8,34735
+ Mole Flows	kmol/hr	264,52	264,52	352,693	2080,11	2080,11	1916,8	1727,42	1916,8
+ Mole Fractions									
- Mass Flows	kg/hr	533,241	533,241	4413,73	16000,2	16000,2	16000,2	11586,4	16000,2
CH3OH	kg/hr	0	0	0	167,705	167,705	2784,25	167,705	2784,25
CO2	kg/hr	0	0	3880,49	10568,8	10568,8	6940,63	6688,33	6940,63
CO	kg/hr	0	0	0	1668,09	1668,09	1689,97	1668,09	1689,97
H2	kg/hr	533,241	533,241	533,241	3576,41	3576,41	3080,99	3043,17	3080,99
H2O	kg/hr	0	0	0	19,1273	19,1273	1504,32	19,1273	1504,32

Figura 9.41. Balances de materia planta de metanol verde Aspen Plus. Pt2

	Units	23	25	PURG	27	28	29	30	31
Molar Density	mol/cc	0,00285774	0,00285774	0,00285774	0,0259096	0,00888668	0,000944207	4,90569e-05	0,0260554
Mass Density	gm/cc	0,0191679	0,0191679	0,0191679	0,647521	0,222092	0,0235972	0,00117788	0,652397
Enthalpy Flow	cal/sec	-4,51694e+06	-4,47177e+06	-45169,4	-2,97568e+06	-2,97568e+06	-2,97568e+06	-104381	-2,88011e+06
Average MW		6,70736	6,70736	6,70736	24,9916	24,9916	24,9916	24,0106	25,0389
+ Mole Flows	kmol/hr	1744,87	1727,42	17,4487	171,926	171,926	171,926	7,90267	164,023
+ Mole Fractions									
- Mass Flows	kg/hr	11703,5	11586,4	117,035	4296,7	4296,7	4296,7	189,747	4106,95
CH3OH	kg/hr	169,399	167,705	1,69399	2614,85	2614,85	2614,85	16,8064	2598,05
CO2	kg/hr	6755,89	6688,33	67,5589	184,739	184,739	184,739	159,129	25,6109
CO	kg/hr	1684,94	1668,09	16,8494	5,02845	5,02845	5,02845	4,96976	0,0586837
H2	kg/hr	3073,91	3043,17	30,7391	7,07994	7,07994	7,07994	7,02331	0,0566284
H2O	kg/hr	19,3205	19,1273	0,193205	1485	1485	1485	1,81931	1483,18

Figura 9.42. Balances de materia planta de metanol verde Aspen Plus. Pt3

	Units	32	AGUA	34	35	36	MEOH	38
Molar Density	mol/cc	0,0219277	0,0390693	3,61612e-05	4,15978e-05	0,00945628	0,0186397	4,64669e-05
Mass Density	gm/cc	0,549044	0,707474	0,00114419	0,00131621	0,29921	0,589606	0,00165483
Enthalpy Flow	cal/sec	-2,86754e+06	-1,48707e+06	-1,1253e+06	-1,1215e+06	-1,34287e+06	-1,33894e+06	-3930,42
Average MW		25,0389	18,1082	31,6414	31,6414	31,6414	31,6317	35,6132
+ Mole Flows	kmol/hr	164,023	80,023	84	84	84	83,7961	0,20387
+ Mole Fractions								
- Mass Flows	kg/hr	4106,95	1449,07	2657,88	2657,88	2657,88	2650,62	7,26044
CH3OH	kg/hr	2598,05	16,9816	2581,06	2581,06	2581,06	2579,19	1,87173
CO2	kg/hr	25,6109	1,44742e-15	25,6109	25,6109	25,6109	20,3244	5,28657
CO	kg/hr	0,0586837	6,76888e-24	0,0586837	0,0586837	0,0586837	0,0155849	0,0430988
H2	kg/hr	0,0566284	6,92289e-22	0,0566284	0,0566284	0,0566284	0,0100585	0,0465699
H2O	kg/hr	1483,18	1432,09	51,0872	51,0872	51,0872	51,0747	0,0124698

Figura 9.43. Balances de materia planta de metanol verde Aspen Plus. Pt4

Tabla 9.5. Balance de materia global entrada planta de metanol verde.

Balance masa global entrada			
kg/h			
Componente	Corriente		
	H2	CO2	Suma
H2	533,2	0	533,2
CO2	0	3880,4	3880,4
CO	0	0	0
CH3OH	0	0	0
H2O	0	0	0
Total	533,2	3880,4	4413,6

Tabla 9.6. Balance de materia global salida planta de metanol verde.

Balance masa global salida						
kg/h						
Componente	Corriente					
	PURG	30	AGUA	38	MEOH	Suma
H2	30,74	7,02	0,001	0,05	0,01	37,821
CO2	67,56	159,13	0,001	5,29	20,32	252,301
CO	16,85	4,97	0,001	0,04	0,02	21,881
CH3OH	1,69	16,81	16,97	1,87	2579,2	2616,54
H2O	0,2	1,82	1432,1	0,01	51,07	1485,2
Total	117,04	189,75	1449,073	7,26	2650,62	4413,743

9.2.5.6. Validación del modelo

La validación del modelo se puede analizar de dos formas diferentes. La primera es calculando la conversión global ya sea de H₂ o de CO₂. La segunda forma es examinando la fracción molar de CH₃OH obtenido a la salida del reactor R1.

Se procederá con la primera forma, donde la conversión global respecto al hidrógeno verde se define de la siguiente manera

$$\xi = \frac{\dot{n}_{H_2,entrada} - \dot{n}_{H_2,salida}}{\dot{n}_{H_2,entrada}}$$

Considerando los resultados obtenidos en la simulación

$$\xi = \frac{264,52 - 15,2485 - 3,4839 - 0,0231 - 0,005}{264,52} = 0,93$$

Este valor se encuentra dentro de los rangos informados [30,59]. Además, el porcentaje de CH₃OH a la salida del reactor es del 5%.

9.3. Anexos análisis económico

9.3.1. Diseño de equipos

Para utilizar las correlaciones, tanto de Towler como de Guthrie, se deben diseñar algunos equipos del proyecto, entre ellos, las columnas de destilación, los separadores flash y los estanques de almacenamiento.

9.3.1.1. Diseño de columnas de destilación

Para el diseño de las columnas de destilación se toma en consideración las Ecs. siguientes utilizadas en los apuntes de Márquez F, 2020. Para determinar la altura de la columna

$$H = 1,15 * h * N$$

Donde

- H = Altura de la columna [m]
- h = Espaciado de platos [m]
- N = Numero de platos

Para determinar el diámetro de la columna

$$D_c = 0,0296 * \left[\left(\frac{M_G * T}{P} \right)^{\frac{1}{4}} \right] * V^{\frac{1}{2}}$$

Donde

- D_c = Diámetro columna de destilación [ft]
- M_G = Masa molar producto del fondo de la columna
- T = Temperatura del fondo de la columna [°R]
- P = Presión del fondo de la columna [Psia]
- V = Flujo de vapor tope de la columna [lbmol/h]

El flujo de vapor se puede calcular como

$$V = (R + 1) * D$$

Donde

- R = Razón de reflujo
- D = Flujo molar de destilado [lbmol/h]

El resumen de los parámetros utilizados y los resultados se muestran en la Tabla 9.6.

Tabla 9.7. Parámetros de diseño y resultados columna de destilación.

Equipo	N	h	H	H	T.Fondo	P.Fondo	R	D	V	M _G	D _c	D _c
		[m]	[m]	[ft]	[°R]	[Psia]		[lbmol/h]	[lbmol/h]		[ft]	[m]
DT1	10	0,6	6,9	22,64	663,8	14,504	1,2	185,2	407,4	18,306	3,22	1,0

Con la altura y el diámetro de la columna calculados, se pueden estimar los costos de las bandejas y el costo de las columnas con las correlaciones de recipientes.

9.3.1.2. Diseño de separadores flash

Para el diseño de los recipientes de separación flash se utiliza la metodología del capítulo 5, Separadores y acumuladores, Evans s/f.

Primero se calcula el factor de separación

$$(W_l/W_v)\sqrt{\rho_v/\rho_l}$$

Donde

- W_l = Flujo masico del líquido [lb/s]
- W_v = Flujo masico del gas [lb/s]
- ρ_v, ρ_l = Densidad del gas y liquido respectivamente [lb/ft³]

Luego se encuentra el factor de diseño de la velocidad de vapor Kv (ver figura 9.44) y se calcula la velocidad máxima del vapor con la Ec X

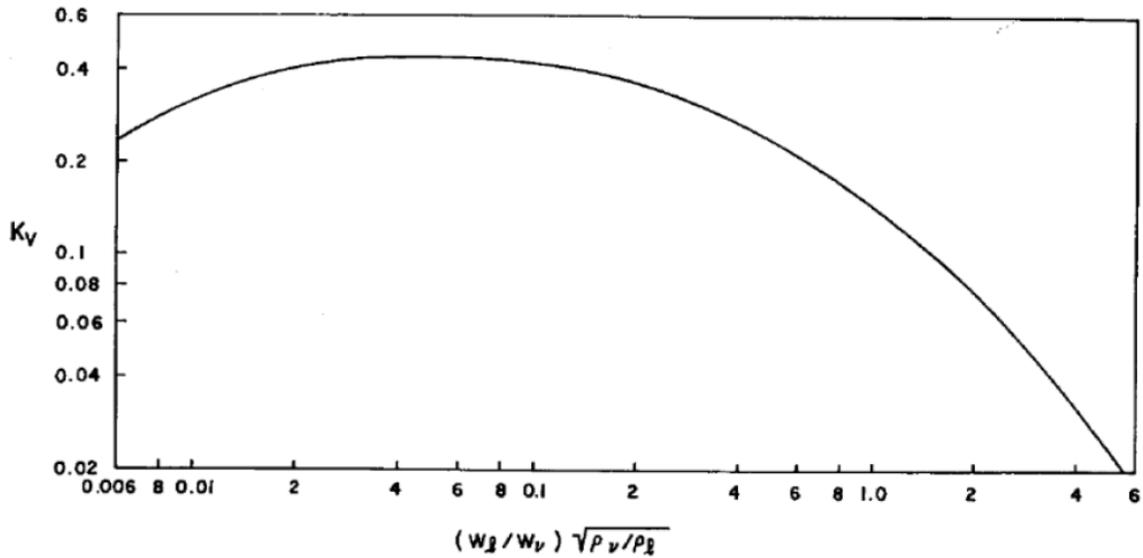


Figura 9.44. Factor de diseño velocidad de vapor para separadores verticales L-V.

$$(u_v)_{max} = K_v \sqrt{(\rho_l - \rho_v) / \rho_v} ; [ft/s]$$

Luego, se calcula el área transversal mínima del recipiente

$$A_{min} = \frac{Q_v}{(u_v)_{max}} ; [ft^2]$$

Donde

- Q_v = Flujo volumétrico de vapor [ft^3/s]

Finalmente, el diámetro mínimo y nominal

$$D_{min} = \sqrt{4(A_{min})/\pi} ; [ft]$$

$$D = D_{min} + 0,5 ; [ft]$$

Por último, para determinar la relación óptima de longitud/diámetro (L/D) se utiliza la siguiente regla heurística

P (bar)	0-15	15-30	>300
L/D	3	4	5

Figura 9.45. Relación L/D para diseño de recipientes.

De esta forma, la Tabla 9.7 resume las principales características para el diseño de recipientes y la Tabla 9.8 las dimensiones de los equipos separadores flash.

Tabla 9.8. Parámetros de diseño y resultados separadores flash.

Equipo	W_l	W_v	ρ_l	ρ_v	=	K_v	u_v	Q_v	A_{min}	D_{min}
	[lb/s]	[lb/s]	[lb/ft ³]	[lb/ft ³]			[ft/s]	[ft ³ /s]	[ft ²]	[ft]

KO1	2,6313	7,1671	40,4234	1,1966	0,06	0,43	2,46	5,9895	2,43	1,76
TKFL1	2,5151	0,1162	40,7278	0,07353	0,92	0,16	3,76	1,5803	0,42	0,73
KO2	1,6134	0,00456	36,8819	0,1036	18,75	0,02	0,377	0,04402	0,12	0,39

Tabla 9.9. Dimensiones de separadores flash.

Equipo	D	D	L	L
	[ft]	[m]	[ft]	[m]
KO1	2,26	0,69	11,3	3,45
TKFL1	1,23	0,37	3,69	1,12
KO2	0,89	0,27	2,67	0,81

9.3.1.3. Diseño de estanques de almacenamiento

Para el diseño del estanque de almacenamiento de metanol verde se considera el almacenamiento necesario para la producción de 63,62 t/día de metanol. Haciendo uso de la densidad 589,606 kg/m³ del metanol verde a 1,2 bar y 40°C, tomando una autonomía de 1 día y multiplicando por un factor de seguridad 1,5 es posible obtener el volumen de 162 m³ para el estanque de almacenamiento de metanol verde. Debido a que el estanque opera a presión atmosférica, la relación L/D = 1, por lo que el largo es de 6m y el diámetro de 6m.

9.3.2. Metodología Guthrie para el cálculo de costos de equipos

Las correlaciones de Guthrie permiten obtener el valor del costo de compra de un equipo para cualquier año mediante un parámetro sencillo que defina la magnitud de este mismo. De forma general, la correlación de Guthrie se escribe de la siguiente manera (Guthrie K.M 1969-1974)

$$C_c = \left(\frac{M\&S}{280} \right) * a * S^n * F_c \quad (154)$$

Donde

- C_c = Costo de compra del equipo en USD
- $M\&S$ = Índice de Marshall and Swift (1800 @2022)
- a = Parámetro multiplicativo que depende del tipo de equipo
- S = Parámetro de magnitud que define el tamaño del equipo, la magnitud en que se mide depende del tipo de equipo
- n = Factor exponencial, generalmente menor a 1 debido a que la mayoría de los equipos sigue una economía de escala
- F_c = Factor de corrección que puede depender de las condiciones del equipo, como la presión, temperatura o tipo de material.

Para el caso del costo de instalación

$$C_i = \left(\frac{M\&S}{280}\right) * a * S^n * (F_c + F_i) \quad (165)$$

Donde

- F_i = Factor de instalación, depende de cada equipo

La tabla adjunta a continuación muestra un resumen de los parámetros para el diseño de cada equipo, restricciones y unidades de medida. Estos coeficientes fueron ajustados por Márques F.2020 mediante comparación con las correlaciones de costos modernas de Towler y Turton. Por tanto, las correlaciones de Guthrie estas actualizadas, siendo prácticas y precisas a la hora de determinar costos de compra e instalación de equipos.

Tabla 9.10. Parámetros de equipos para correlaciones de Guthrie.

Equipo	a	S	n	Fc	Fi	Restricción
Bomba	662,4	bHp	0,69	Fp*Fm	2,24	2<Bhp<200
Int. De calor	125,5	Área	0,57	Fm*Fd*Fp	2,29	200<A<5.000[ft ²]
Compresores	809,1	bHp	0,759	Fd	2,39	30<Bhp<10.000
Recipientes	183,3	Diámetro (D) Altura (H)	n1=0,889 n2=0,63	Fm*Fp	3,07	D,H [ft]
Bandejas C.D	15,5	Diámetro (D) Altura (H)	1,53	(Fs+Ft)*Fm	-	-

9.3.2.1. Cálculo costo intercambiadores de calor

Según lo expuesto anteriormente, el costo de los intercambiadores del proyecto se estima utilizando la Ec. (14) y, además, tomando en consideración los factores de material (F_m), de diseño (F_d) y de presión (F_p) mostrados en las siguientes figuras.

Material carcaza/tubos	F_M Turton	F_M US center	F_M Peters y Timmerhaus	F_M Seider	F_M Guthrie actualizado
CS/CS	1	1	1	1	1
CS/BRONCE	-	-	-	-	-
CS/Mo	-	2,08	-	2,77	2,42
CS/SS	-	1,67	1,93	3,41	2,29
SS/SS	2,75	2,86	3	4,02	3,16
CS/Monel	-	-	-	3,76	3,76
Monel/Monel	-	-	-	4,67	4,67
TI/TI	11,35	-	-	10,86	11,10

Figura 9.46. Factores de material para intercambiadores de calor.

Parámetro	Guthrie	Guthrie actualizado
a	101,3	125,5
n	0,65	0,57
<i>Fd</i> intercambiador tipo Kettle	1,35	1,37
<i>Fd</i> intercambiador de cabezal flotante	1	1
<i>Fd</i> intercambiador de tubo en U	0,85	0,85
<i>Fd</i> intercambiador de tubo fijo	0,8	0,62

Figura 9.47. Factores de diseño para intercambiadores de calor.

Presión máxima psi	<i>Fp</i> Seider	<i>Fp</i> Peters y Timmerhaus	<i>Fp</i> Turton	<i>Fp</i> Guthrie actualizado
150	1	1	1	1
300	1,05	1,08	1,08	1,07
400	1,08	1,13	1,11	1,11
800	1,23	1,31	1,23	1,26
1000	1,33	1,39	1,28	1,33

Figura 9.48. Factores de presión para intercambiadores de calor.

El resumen de los cálculos de costos para intercambiadores de calor se encuentra en la siguiente tabla.

Tabla 9.11. Costo de compra e instalación intercambiadores de calor.

Equipo	Area [ft ²]	Fm	Fd	Fp	Fc	CC [USD]	Fi	Ci [USD]
HX1	178,24	1	0,85	1	0,85	\$13.160	2,29	\$48.614
HX2	192,44	1	0,85	1	0,85	\$13.748	2,29	\$50.785
HX3	210,56	1	0,85	1,07	0,9095	\$15.484	2,29	\$54.471
HX4	5289,54	1	0,85	1,33	1,1305	\$120.886	2,29	\$365.760
HX5	1128,16	1	0,85	1	0,85	\$37.673	2,29	\$139.168
HX6	7134,00	1	0,85	1,33	1,1305	\$143.360	2,29	\$433.758
DT1REB	1060,57	1	0,85	1	0,85	\$36.369	2,29	\$134.352
HX8	4903,46	1	0,85	1	0,85	\$87.049	2,29	\$321.569

9.3.2.2. Cálculo costo compresores

Según lo expuesto anteriormente, el costo de los compresores del proyecto se estima utilizando la Ec. (14) y, además, tomando en consideración el factor de diseño (*Fd*) mostrado en la siguiente figura.

Parámetro	Guthrie	Guthrie actualizado
a	517,5	809,1
n	0,821	0,759
<i>Fd</i> centrífugo a motor	1	1
<i>Fd</i> recíproco a vapor	1,07	1,25
<i>Fd</i> centrífugo a turbina	1,15	1,01
<i>Fd</i> recíproco a motor	1,29	0,96
<i>Fd</i> recíproco a gas	1,82	1,66

Figura 9.49. Factores de diseño para compresores.

El tipo de compresor para cada caso es seleccionado en base al diagrama esquemático mostrando en la Figura 9.50.

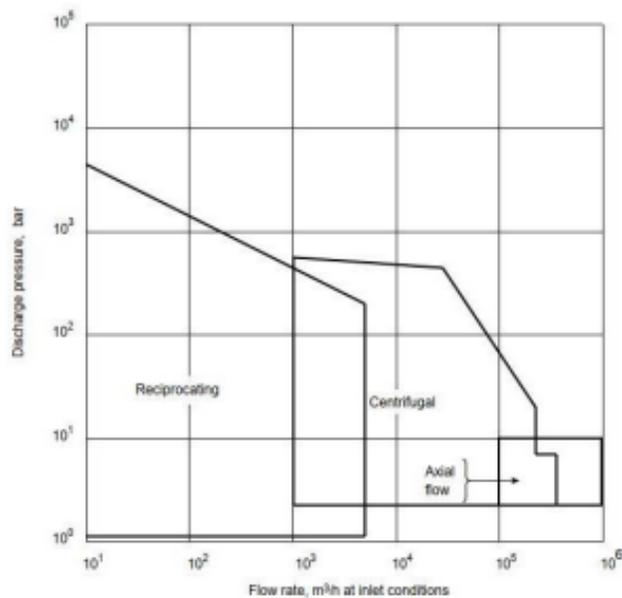


Figure 10.60. Compressor operating ranges

Figura 9.50. Rango de operación de compresores [68].

El resumen de los cálculos de costos para compresores se encuentra en la siguiente tabla.

Tabla 9.12. Costo de compra e instalación compresores.

Equipo	bHp	Flow Inlet	Outlet Pressure	Fd	Fc	Cc	Fi	Ci
	[Hp]	[m³/h]	[bar]			[USD]		[USD]
CP1	133,97	2174,92	3	1	1	\$214.050	2,39	\$725.630
CP2	138,52	750,53	9	0,96	0,96	\$210.764	2,39	\$735.478
CP3	135,17	243,47	27	0,96	0,96	\$206.884	2,39	\$721.938
CP4	120,15	73,94	78	0,96	0,96	\$189.190	2,39	\$660.194
CP5	368,51	222,69	78	0,96	0,96	\$442.918	2,39	\$1.545.598
CP6	88,91	604,47	78	0,96	0,96	\$150.536	2,39	\$525.309
CP7	21,46	2326,64	1,2	1	1	\$53.312	2,39	\$180.727

9.3.2.3. Costo de recipientes

Según lo expuesto anteriormente, el costo de los recipientes del proyecto se estima utilizando la Ec. (14) y, además, tomando en consideración el factor de material (F_M) y de presión (F_p) mostrado en las siguientes figuras.

Material Del recipiente	F_M Turton	F_M Peters y Timmerhaus	F_M Seider	F_M US National Center	F_{Md} Guthrie actualizado
CS	1	1	1	1	1,00
SS	3,15	3	2,1	2,9	2,79
Monel	-	-	3,6	-	3,60
Ti	9,2	-	7,7	-	8,45

Figura 9.51. Factores de material para recipientes.

Presión Psi	Guthrie	Guthrie actualizado
50	1,00	1,00
100	1,25	1,19
200	1,55	1,51
300	2,00	1,83
400	2,40	2,14
500	2,80	2,46
600	3,00	2,77
700	3,25	3,09
800	3,80	3,40
900	4,00	3,72
1000	4,20	4,04

Figura 9.52. Factores de presión para recipientes.

El resumen de los cálculos de costos para recipientes se encuentra en la siguiente tabla.

Tabla 9.13. Costo de compra e instalación recipientes.

Equipo	D	H	F _m	F _p	F _c	C _c	F _i	C _i
	[ft]	[ft]				[USD]		[USD]
KO1	2,26	11,3	2,79	4,04	11,2716	\$88.613	3,07	\$112.748
TKFL1	1,23	3,69	2,79	4,04	11,2716	\$46.199	3,07	\$58.782
KO2	0,89	2,67	2,79	4,04	11,2716	\$36.633	3,07	\$46.611
R1	0,26	9,86	2,79	4,04	11,2716	\$60.081	3,07	\$76.445
DT1	3,22	22,64	2,79	1,00	2,79	\$132.368	3,07	\$168.420
T.Alm,	19,68	19,68	2,79	1,00	2,79	\$67.964	3,07	\$142.750

Para el caso del estanque de almacenamiento, el costo de compra e instalación es por unidad. Para el caso de las columnas de destilación, el costo de compra e instalación es sólo para el cuerpo del equipo y debe sumarse al costo de instalación de las bandejas.

9.3.2.4. Costo bandejas columna de destilación

A diferencia de los demás equipos Guthrie solo entrega el valor del costo instalado para las bandejas de las columnas de destilación; se estima utilizando la Ec. (14) y tomando en consideración los factores de diseño (F_s), de tipo (F_t) y de material (F_m) mostrados en las siguientes figuras.

ESPACIADO DE PLATOS / IN	FACTOR DE DISEÑO F_s
24	1.00
18	1.4
12	2.2

Figura 9.53. Factores de diseño para bandejas.

Parámetro	Guthrie	Guthrie actualizado
a	4,7	15,5
n	1,55	1,53
F_T bandeja de reja	0	-
F_T bandeja de plato	0	-
F_T bandeja sieve	0	0
F_T bandeja Bubble cap	0,4	0,53
F_T bandeja Koch cap	1,8	-
F_T bandeja Koch cascade	3,9	-

Figura 9.54. Factores de tipo de bandejas para columnas.

Material Del recipiente	F_M Turton	F_M Peters y Timmerhaus	F_M Guthrie actualizado
CS	1	1	1
SS	1,80	2,09	1,95
Ni aleación	5,60	-	5,60

Figura 9.55. Factores de material para bandejas.

La tabla siguiente muestra el resumen de los cálculos

Tabla 9.14. Costo de instalación bandejas y total columnas.

Equipo	D	H	F_s	F_t	F_m	F_c	Ci	Bandeja+Recip.
	[ft]	[ft]					[USD]	[USD]
DT1	3,22	22,64	1,0	0	1,95	1,95	\$28.171	\$196.591

9.3.3. Metodología Towler & Sinnott para el cálculo de costos de equipos

Para calcular los costos de equipo mediante la metodología de Towler & Sinnott [67], en el capítulo 7 “Capital Cost Estimating” del libro “Chemical Engineering Desing” existen correlaciones que pueden servir como estimaciones preliminares de costo para diversos equipos. Estas correlaciones tienen la siguiente forma:

$$C_e = a + b * S^n$$

Los valores para a, b y n se obtienen a partir de la tabla 7.2 del documento, mientras que el parámetro S se obtiene a partir de cálculos y/o directamente de la simulación de Aspen Plus.

Table 7.2 Purchased Equipment Cost for Common Plant Equipment							
Equipment	Units for Size, S	S_{lower}	S_{upper}	a	b	n	Note
<i>Agitators & mixers</i>							
Propeller	driver power, kW	5.0	75	17,000	1,130	1.05	
Spiral ribbon mixer	driver power, kW	5.0	35	30,800	125	2.0	
Static mixer	liters/s	1.0	50	570	1,170	0.4	
<i>Boilers</i>							
Packaged, 15 to 40 bar	kg/h steam	5,000	200,000	124,000	10.0	1.0	
Field erected, 10 to 70 bar	kg/h steam	20,000	800,000	130,000	53	0.9	
<i>Centrifuges</i>							
High speed disk	diameter, m	0.26	0.49	57,000	480,000	0.7	
Atmospheric suspended basket	power, kW	2.0	20	65,000	750	1.5	
<i>Compressors</i>							
Blower	m ³ /h	200	5,000	4,450	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	2,700	0.75	
<i>Conveyors</i>							
Belt, 0.5 m wide	length, m	10	500	41,000	730	1.0	
Belt, 1.0 m wide	length, m	10	500	46,000	1,320	1.0	
Bucket elevator, 0.5m bucket	height, m	10	30	17,000	2,600	1.0	
<i>Crushers</i>							
Reversible hammer mill	t/h	30	400	68,400	730	1.0	
Pulverizers	kg/h	200	4,000	16,000	670	0.5	
Jaw crusher	t/h	100	600	-8,000	62,000	0.5	
Gyratory crusher	t/h	200	3,000	5,000	5,100	0.7	
Ball mill	t/h	0.7	60	-23,000	242,000	0.4	
<i>Crystallizers</i>							
Scraped surface crystallizer	length, m	7	280	10,000	13,200	0.8	
<i>Distillation columns</i>							
See pressure vessels, packing and trays							

Figura 9.56. Tabla de valores para los parámetros de las correlaciones de Towler.

Table 7.2 Purchased Equipment Cost for Common Plant Equipment—Cont'd

Equipment	Units for Size, S	S_{lower}	S_{upper}	a	b	n	Note
<i>Dryers</i>							
Direct contact Rotary	m ²	11	180	15,000	10,500	0.9	1
Atmospheric tray batch	area, m ²	3.0	20	10,000	7,900	0.5	
Spray dryer	evap rate kg/h	400	4,000	410,000	2,200	0.7	
<i>Evaporators</i>							
Vertical tube	area, m ²	11	640	330	36,000	0.55	
Agitated falling film	area, m ²	0.5	12	88,000	65,500	0.75	2
<i>Exchangers</i>							
U-tube shell and tube	area, m ²	10	1,000	28,000	54	1.2	
Floating head shell and tube	area, m ²	10	1,000	32,000	70	1.2	
Double pipe	area, m ²	1.0	80	1,900	2,500	1.0	
Thermosiphon reboiler	area, m ²	10	500	30,400	122	1.1	
U-tube Kettle reboiler	area, m ²	10	500	29,000	400	0.9	
Plate and frame	area, m ²	1.0	500	1,600	210	0.95	2
<i>Filters</i>							
Plate and frame	capacity, m ³	0.4	1.4	128,000	89,000	0.5	
Vacuum drum	area, m ²	10	180	-73,000	93,000	0.3	
<i>Furnaces</i>							
Cylindrical	duty, MW	0.2	60	80,000	109,000	0.8	
Box	duty, MW	30	120	43,000	111,000	0.8	
<i>Packings</i>							
304 ss Raschig rings	m ³			0	8,000	1.0	
Ceramic intalox saddles	m ³			0	2,000	1.0	
304 ss Pall rings	m ³			0	8,500	1.0	
PVC structured packing	m ³			0	5,500	1.0	
304 ss structured packing	m ³			0	7,600	1.0	3
<i>Pressure vessels</i>							
Vertical, cs	shell mass, kg	160	250,000	11,600	34	0.85	4
Horizontal, cs	shell mass, kg	160	50,000	10,200	31	0.85	4

(Continued)

Figura 9.57. Tabla de valores para los parámetros de las correlaciones de Towler. Pt2

Table 7.2 Purchased Equipment Cost for Common Plant Equipment—Cont'd

Equipment	Units for Size, S	S_{lower}	S_{upper}	a	b	n	Note
Vertical, 304 ss	shell mass, kg	120	250,000	17,400	79	0.85	4
Horizontal, 304 ss	shell mass, kg	120	50,000	12,800	73	0.85	4
<i>Pumps and drivers</i>							
Single stage centrifugal	flow, liters/s	0.2	126	8,000	240	0.9	
Explosion proof motor	power, kW	1.0	2,500	-1,100	2,100	0.6	
Condensing steam turbine	power, kW	100	20,000	-14,000	1,900	0.75	
<i>Reactors</i>							
Jacketed, agitated	volume, m ³	0.5	100	61,500	32,500	0.8	2
Jacketed, agitated, glass lined	volume, m ³	0.5	25	12,800	88,200	0.4	
<i>Tanks</i>							
floating roof	capacity, m ³	100	10,000	113,000	3,250	0.65	
cone roof	capacity, m ³	10	4,000	5,800	1,600	0.7	
<i>Trays</i>							
Sieve trays	diameter, m	0.5	5.0	130	440	1.8	5
Valve trays	diameter, m	0.5	5.0	210	400	1.9	
Bubble cap trays	diameter, m	0.5	5.0	340	640	1.9	
<i>Utilities</i>							
Cooling tower & pumps	flow, liters/s	100	10,000	170,000	1,500	0.9	6
Packaged mechanical refrigerator							
evaporator	duty, kW	50	1,500	24,000	3,500	0.9	
Water ion exchange plant	flow m ³ /h	1	50	14,000	6,200	0.75	

Notes:
1. Direct heated.
2. Type 304 stainless steel.
3. With surface area 350 m²/m³.
4. Not including heads, ports, brackets, internals, etc. (see Chapter 14 for how to calculate wall thickness).
5. Cost per tray, based on a stack of 30 trays.
6. Field assembly.
7. All costs are U.S. Gulf Coast basis, Jan. 2010 (CEPCI index = 532.9, NF refinery inflation index = 2281.6).

Figura 9.58. Tabla de valores para los parámetros de las correlaciones de Towler. Pt3

Los valores de la tabla 7.2 “Purchased Equipment Cost form Common Plant Equipment” sólo son válidos cuando S se encuentra entre los valores del límite inferior y superior indicados. Todos estos valores se calcularon sobre la base de la costa del Golfo de Estados Unidos a partir de enero de 2007, en ese año el índice de CE (CEPCI) era 532,9. El índice de CE para 2023 es de 803,4 [67] y conocer su valor es necesario para actualizar los datos de costos antiguos y pronosticar el costo futuro de la planta. Entonces, para aproximar el precio en el año 2023, todo el equipo comprado tuvo que multiplicarse por la relación entre el costo en 2007 y 2021 como se indica a continuación.

$$I_{2010,2021} = \frac{I_{2023}}{I_{2007}} = \frac{803,4}{532,9} = 1,50$$

Es importante incluir este factor porque todos los métodos de estimación de costos usan datos históricos, en donde los precios de los materiales y el costo de mano de obra están sujetos a la inflación.

Para calcular el costo de instalación, Lang (1948) propuso que el costo de capital fijo (ISBL) de una planta se da como una función del costo total de los equipos comprados, por la ecuación:

$$C_i = F * \sum (C_e)$$

Donde

- C_i = costo total de la planta (incluyendo los costos de ingeniería)
- $\Sigma(C_e)$ = costo total de entrega de todos los equipos principales (reactores, tanques, columnas, calefacción, intercambiadores, hornos, etc.)
- F = factor de instalación, más tarde conocido como factor de Lang

Lang propuso originalmente los siguientes valores de F , basados en la economía de la década de 1940

- $F = 3,1$ para plantas de procesamiento de sólidos
- $F = 4,74$ para plantas de procesamiento de fluidos
- $F = 3,63$ para plantas de procesamiento de mezcla de fluidos y sólidos

Sin embargo, Hand (1958) sugirió que se obtienen mejores resultados utilizando diferentes factores para diferentes tipos del equipo. En la tabla 7.4 se dan ejemplos de los factores propuestos por Hand.

Equipment Type	Installation Factor
Compressors	2.5
Distillation columns	4
Fired heaters	2
Heat exchangers	3.5
Instruments	4
Miscellaneous equipment	2.5
Pressure vessels	4
Pumps	4

Figura 9.59. Factores de instalación propuestos por Hand (1958).

A continuación, se muestran los cálculos realizados para estimar el costo de compra e instalación de los equipos (en el año 2007) a partir de las correlaciones y los datos contenidos en las tablas 7.2 y 7.4 (sin incluir el factor de actualización).

9.3.3.1. Cálculo costo compresores

Tabla 9.15. Costo de compra e instalación compresores.

Compresores tipo reciproco					
a	260.000				
b	2.700				
n	0,75				
CP1					
S	99,9	kW	CC	\$345.317	USD
			CI	\$863.294	USD
CP2					
S	103,3	kW	CC	\$347.486	USD
			CI	\$868.715	USD
CP3					
S	100,8	kW	CC	\$345.893	USD
			CI	\$864.733	USD
CP4					
S	89,6	kW	CC	\$338.631	USD
			CI	\$846.578	USD
CP5					
S	274,8	kW	CC	\$442.233	USD
			CI	\$1.105.582	USD
CP6					
S	66,3	kW	CC	\$322.733	USD
			CI	\$806.834	USD
CP7					
S	16	kW	CC	\$281.600	USD
			CI	\$704.000	USD

9.3.3.2. Cálculo costo intercambiadores de calor

Tabla 9.16. Costo de compra e instalación intercambiadores de calor.

Intercambiadores de calor tipo tubo y carcaza en U					
a	28.000				
b	54				
n	1,2				
HX1					
S	16,56	m ²	CC	\$29.568	USD
			CI	\$103.487	USD
HX2					
S	17,88	m ²	CC	\$29.719	USD
			CI	\$104.016	USD
HX3					
S	19,56	m ²	CC	\$29.914	USD
			CI	\$104.700	USD
HX4					
S	491,43	m ²	CC	\$119.653	USD
			CI	\$418.786	USD
HX5					
S	104,81	m ²	CC	\$42.351	USD
			CI	\$148.228	USD
HX6					
S	662,79	m ²	CC	\$159.234	USD
			CI	\$557.317	USD
DT1REB					
S	98,53	m ²	CC	\$41.325	USD
			CI	\$144.638	USD
HX8					
S	455,56	m ²	CC	\$111.685	USD
			CI	\$390.898	USD

9.3.3.3. Cálculo costo reactor

Tabla 9.17. Costo de compra e instalación reactor.

Reactor					
a	61.500				
b	32.500				
n	0,8				
R1					
S	5,89	m ³	CC	\$195.778	USD
			CI	\$783.111	USD

9.3.3.4. Cálculo costo columna destilación

El cálculo del costo de la columna de destilación se divide en secciones. Primero se estima el contenedor que en este caso corresponde a la sección de recipientes a presión, luego el empaquetado que corresponde a anillos rasching y finalmente las bandejas.

Tabla 9.18. Costo de compra e instalación columna de destilación.

Columna de destilación					
Recipiente		Empaquetado		Bandejas (10)	
a	17.400	a	0	a	210
b	79	b	8.000	b	400

n	0,85	n	1	n	1,9
		S	5,419	S	1
DT1					
S	14,69	kg	CC	\$79.830	USD
			CI	\$319.318	USD

9.3.3.5. Cálculo costo flash

Tabla 9.19. Costo de compra e instalación separadores flash.

Separadores flash					
a	17.400				
b	79				
n	0,85				
KO1					
S	97,43	kg	CC	\$21.273	USD
			CI	\$85.091	USD
KO2					
S	27,33	kg	CC	\$18.715	USD
			CI	\$74.858	USD
TKFL1					
S	74,96	kg	CC	\$20.499	USD
			CI	\$81.996	USD

9.3.3.6. Cálculo costo tanque almacenamiento

Tabla 9.20. Costo de compra e instalación tanque de almacenamiento.

Tanque de almacenamiento					
a	5.800				
b	1.600				
n	0,7				
T.Alm					
S	162	m ³	CC	\$62.135	USD
			CI	\$155.338	USD

9.3.4. Calculo CAPEX del proyecto mediante Towler y Aspen

Para el cálculo del CAPEX del proyecto planta de producción de metanol verde, se supone que el costo instalado de los equipos, calculados mediante la metodología de Towler y Aspen, representan los costos directos del proyecto. Con los costos directos para cada caso, la inversión total del proyecto se calcula según los apuntes de Márquez, F. 2020. La inversión total del proyecto considera los costos directos, indirectos (costos de construcción, ingeniería y supervisión, contingencias e imprevistos) y de puesta en marcha (Modificaciones del proceso, mano de obra de partida, pérdidas en la producción). El resumen de los cálculos utilizando la metodología de Towler se muestra en la tabla siguiente.

Tabla 9.21. Resumen de cálculos CAPEX proyecto mediante Towler.

CAPEX CH ₃ OH	Abreviatura	Valor	Comentario
		[USD]	
Costos directos	CD	\$14.297.277	Equipos

Costos indirectos	CI	\$4.289.183	30% CD
Inversión de capital fijo	ICF	\$18.586.460	CD + CI
Costo puesta en marcha	CPM	\$1.858.646	10% de ICF
Inversión total (CAPEX)	IT	\$20.445.106	ICF + CPM

El resumen de los cálculos utilizando la herramienta económica de Aspen se muestra en la tabla siguiente.

Tabla 9.22. Resumen de cálculos CAPEX proyecto mediante Aspen.

CAPEX CH₃OH	Abreviatura	Valor	Comentario
		[USD]	
Costos directos	CD	\$10.472.907	Equipos
Costos indirectos	CI	\$3.141.872	30% CD
Inversión de capital fijo	ICF	\$13.614.779	CD + CI
Costo puesta en marcha	CPM	\$1.361.478	10% de ICF
Inversión total (CAPEX)	IT	\$14.976.257	ICF + CPM

9.3.5. Cálculo depreciación de equipos

La depreciación de los equipos se supone lineal con respecto al tiempo y está relacionada directamente con el costo de compra de los equipos de la planta de síntesis de metanol verde y con la vida útil del proyecto. La Tabla 9.22 muestra la depreciación lineal de los equipos para cada caso, que corresponde al 4% de los CC.

Tabla 9.23. Depreciación de los equipos planta de metanol verde para Towler y Aspen.

Planta CH₃OH Verde	CC	Depreciación
	[USD]	[USD/año]
Towler	\$5.078.358	\$203.134
Aspen	\$7.641.003	\$305.640

9.3.6. Cálculo costos operacionales del proyecto Towler y Aspen

Los costos operacionales del proyecto u OPEX, basándose en referencias, se definen como el 2% del CAPEX. La Tabla 9.23 resume el cálculo de OPEX para la correlación de Towler y para Aspen.

Tabla 9.24. OPEX estimados para casos Towler y Aspen.

Costos operacionales (OPEX)			
Metodología	CAPEX	OPEX	Unidad
Towler	\$20.445.106	\$408.902	USD/año
Aspen	\$14.976.257	\$299.525	USD/año

	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575	\$32.395.575
\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790
\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525
\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710	\$24.635.710
\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806
\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517	\$7.448.517
\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640
\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877	\$7.142.877
\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577	\$1.928.577
\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940
\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940	\$5.519.940
\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128	\$5.018.128
\$58.981.754	\$63.999.882	\$69.018.009	\$74.036.137	\$79.054.265	\$84.072.392	\$89.090.520	\$94.108.647	\$99.126.775	\$104.144.902	\$109.163.030	\$114.181.158	\$119.199.285	\$124.217.413	

Figura 9.63. Detalles flujo de caja Caso 1) evaluado para Aspen. Pt2

Caso2) conserv. Towler	Valor	Unidad	Valor	Unidad										
Evaluacion proyecto		25 años	Produccion de MeOH	22.265 t/año										
CAPEX	\$20.445.106	USD	Precio de venta MeOH	\$1.083 USD/t										
OPEX		2 %												
Tasa de descuento		10% %	VP	\$66.746.008	USD									
Impuestos		27 %	VAN	\$46.900.902	USD									
Precio electricidad		23 USD/MWh	TIR	35 %										
			Payback	3,21 años										
		Año	0	1 (75%)	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Ingresos	Utilidades venta MeOH		\$18.084.746	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995
	Bono de carbono		\$1.436.093	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790
Egresos	OPEX		\$306.677	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902
	Energia Renovable		\$108.776	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
	Agua proceso refriger.		\$28.070	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
	Hidrógeno verde		\$10.078.245	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660
	Dioxido de carbono		\$1.222.355	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806
	Catalizador		\$85.750	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
Ing.-Egresos	EBITDA		\$7.690.958	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610
	Depreciacion		\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134
	EBITDA-De EBIT		\$7.487.824	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476
	27 % impuestos		\$2.021.712	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899
	EBIT-Impuesto+Dep.	Utilidades	\$5.669.245	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712
	CAPEX		\$-20.445.106											
Flujo de caja			\$5.669.245	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712
VP x Año			\$5.153.859	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192
Payback				\$12.009.052	\$18.864.244	\$25.719.436	\$32.574.629	\$39.429.821	\$46.285.014	\$53.140.206	\$59.995.398	\$66.850.591	\$73.705.783	

Figura 9.64. Detalles flujo de caja Caso 2) evaluado para metodología de Towler.

	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995	\$24.112.995
\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790
\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902
\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660	\$13.437.660
\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806
\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610	\$10.254.610
\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134
\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476	\$10.051.476
\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899	\$2.713.899
\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712
\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712	\$7.540.712
\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192	\$6.855.192
\$80.560.976	\$87.416.168	\$94.271.360	\$101.126.553	\$107.981.745	\$114.836.937	\$121.692.130	\$128.547.322	\$135.402.515	\$142.257.707	\$149.112.899	\$155.968.092	\$162.823.284	\$169.678.477	

Figura 9.65. Detalles flujo de caja Caso 2) evaluado para metodología de Towler. Pt2

	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650	\$13.581.650
\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790
\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525
\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986	\$5.822.986
\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806
\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316	\$7.447.316
\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640
\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676	\$7.141.676
\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253	\$1.928.253
\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064
\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064	\$5.519.064
\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331	\$5.017.331
\$58.972.389	\$63.989.720	\$69.007.050	\$74.024.381	\$79.041.711	\$84.059.042	\$89.076.372	\$94.093.703	\$99.111.034	\$104.128.364	\$109.145.695	\$114.163.025	\$119.180.356	\$124.197.686	\$129.215.017

Figura 9.75. Detalles flujo de caja Caso 4) evaluado para Aspen. Pt2

Caso5) 2050 Towler	Valor	Unidad	Valor	Unidad
Evaluacion proyecto	25 años		22.265 t/año	
CAPEX	\$20.445.106 USD		\$681 USD/t	
OPEX	2 %			
Tasa de descuento	10% %	VP	\$66.797.109 USD	
Impuestos	27 %	VAN	\$46.352.003 USD	
Precio electricidad	23 USD/MWh	TIR	35 %	
		Payback	3.21 años	

	Año	0	1 (75%)	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Ingresos	Utilidades venta MeOH		\$11.371.849	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465
	Bono de carbono		\$1.436.093	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790
Egresos	OPEX		\$306.677	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902
	Energia Renovable		\$108.776	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
	Agua proceso refrig.		\$28.070	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
	Hidrógeno verde		\$3.359.415	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220
	Dioxido de carbono		\$1.222.355	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806
	Catalizador		\$85.759	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
Ing.-Egresos	EBITDA		\$7.696.890	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520
	Depreciacion		\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134
	EBITDA De EBIT		\$7.493.756	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386
	27 % impuestos		\$2.023.314	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034
	EBIT-Impuesto+Dep.	Utilidades	\$5.673.576	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486
	CAPEX		\$20.445.106										
	Flujo de caja		\$5.673.576	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486
	VP x Año		\$5.157.796	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442
	Payback			\$12.018.238	\$18.878.680	\$25.739.122	\$32.599.563	\$39.460.005	\$46.320.447	\$53.180.889	\$60.041.330	\$66.901.772	\$73.762.214

Figura 9.76. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para metodología de Towler.

	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465	\$15.162.465
\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790
\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902	\$408.902
\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220
\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806
\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520	\$10.262.520
\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134
\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386	\$10.059.386
\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034	\$2.716.034
\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486
\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486	\$7.546.486
\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442	\$6.860.442
\$80.622.656	\$87.483.097	\$94.343.539	\$101.203.981	\$108.064.423	\$114.924.864	\$121.785.306	\$128.645.748	\$135.506.190	\$142.366.631	\$149.227.073	\$156.087.515	\$162.947.957	\$169.808.398	\$176.668.840

Figura 9.77. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para metodología de Towler. Pt2

Caso5) 2050 Aspen			Valor	Unidad	Valor	Unidad								
Evaluacion proyecto		25 años			22.265 t/año									
CAPEX	\$14.976.257	USD	Produccion de MeOH		\$550	USD/t								
OPEX		2 %	Precio de venta MeOH											
Tasa de descuento		10% %	VP	\$48.912.001	USD									
Impuestos		27 %	VAN	\$33.935.744	USD									
Precio electricidad		23 USD/MWh	TIR		35 %									
			Payback		3,21 años									
		Año	0	1 (75%)	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Ingresos	Utilidades venta MeOH		\$9.184.313	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750
	Bono de carbono		\$1.436.093	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790
Egresos	OPEX		\$224.644	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525
	Energia Renovabile		\$108.776	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
	Agua proceso refrig.		\$28.070	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
	Hidrógeno verde		\$3.359.415	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220
	Dioxido de carbono		\$1.222.355	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806
	Catalizador		\$85.759	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
Ing.-Egresos	EBITDA		\$5.591.387	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182
	Depreciacion		\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640
	EBITDA-De EBIT		\$5.285.747	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542
	27 % impuestos		\$1.427.152	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376
	EBIT-Impuesto+Dep.	Utilidades	\$4.164.235	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806
	CAPEX		\$-14.976.257											
	Flujo de caja		\$-14.976.257	\$4.164.235	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806
	VP x Año		\$3.785.668	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551
	Payback			\$8.808.219	\$13.830.770	\$18.853.320	\$23.875.871	\$28.898.422	\$33.920.973	\$38.943.523	\$43.966.074	\$48.988.625	\$54.011.175	

Figura 9.78. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para Aspen.

12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750	\$12.245.750
\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790	\$1.914.790
\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525	\$299.525
\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220	\$4.479.220
\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806	\$1.629.806
\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182	\$7.455.182
\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640	\$305.640
\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542	\$7.149.542
\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376	\$1.930.376
\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806
\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806	\$5.524.806
\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551	\$5.022.551
\$50.033.726	\$64.066.277	\$69.078.828	\$74.101.378	\$79.123.929	\$84.146.480	\$89.169.030	\$94.191.581	\$99.214.132	\$104.236.683	\$109.259.233	\$114.281.784	\$119.304.335	\$124.326.885

Figura 9.79. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para Aspen. Pt2

Caso5) 2050 Towler			Valor	Unidad	Valor	Unidad								
Evaluacion proyecto		25 años			500.000 t/año	500.000 ton								
CAPEX	\$132.250.630	USD	Produccion de MeOH		\$330	USD/t								
OPEX		2 %	Precio de venta MeOH			\$132.250.630 capex								
Tasa de descuento		10% %	VP	\$433.570.468	USD									
Impuestos		27 %	VAN	\$301.319.838	USD									
Precio electricidad		23 USD/MWh	TIR		35 %									
			Payback		3,20 años									
		Año	0	1 (75%)	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Ingresos	Utilidades venta MeOH		\$123.750.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000	\$165.000.000
	Bono de carbono		\$32.250.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000	\$43.000.000
Egresos	OPEX		\$1.983.759	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013	\$2.645.013
	Energia Renovabile		\$108.776	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035	\$145.035
	Agua proceso refrig.		\$28.070	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426	\$37.426
	Hidrógeno verde		\$75.900.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000	\$101.200.000
	Dioxido de carbono		\$27.616.875	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500	\$36.822.500
	Catalizador		\$85.759	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345	\$114.345
Ing.-Egresos	EBITDA		\$50.276.761	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681	\$67.035.681
	Depreciacion		\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134	\$203.134
	EBITDA-De EBIT		\$50.073.627	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547	\$66.832.547
	27 % impuestos		\$13.519.879	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788	\$18.044.788
	EBIT-Impuesto+Dep.	Utilidades	\$36.756.881	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893
	CAPEX		\$-132.250.630											
	Flujo de caja		\$36.756.881	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893	\$48.990.893
	VP x Año		\$33.415.347	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176	\$44.537.176
	Payback			\$77.932.922	\$122.489.698	\$167.026.873	\$211.564.049	\$256.101.224	\$300.638.400	\$345.175.576	\$389.712.751	\$434.249.927	\$478.787.102	

Figura 9.80. Detalles flujo de caja Caso 5) evaluado para metodología de Towler con escalamiento de producción a 500.000 t/año.

