



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Química

**Diseño de una planta de producción de
8000 t/año de hidrógeno mediante
reformado con vapor de metanol**

Autor:

Frómesta Cuenca, Salvia

Tutor(es):

**Vaquerizo Martín, Luis
Departamento de Ingeniería
Química y Tecnología del Medio
Ambiente**

Valladolid, Mayo 2025

Resumen

En el contexto actual de transición energética, el hidrógeno verde se posiciona como vector clave para la descarbonización, siendo el reformado de metanol una tecnología prometedora para su producción y transporte. Este Trabajo de Fin de Grado presenta el diseño tecnoeconómico de una planta de producción de 8000 toneladas/año de hidrógeno mediante reformado con vapor de metanol. Se simuló el proceso en estado estacionario, incluyendo reformado, purificación de hidrógeno y captura de CO₂ mediante absorción con MEA. La planta consume anualmente 46.948 toneladas de metanol y 29.217 de agua, generando 64.400 toneladas de CO₂ capturado. La intensidad energética es de 8,79 MJ/kg de H₂, con emisiones de 0,54 kgCO₂e/kg. El análisis económico estima una inversión de 31,5 millones de euros y costes operativos de 92 millones anuales, condicionando la viabilidad al precio del hidrógeno, obteniéndose un VAN de 0 y una TIR del 2 % para un valor de 12 €/kgH₂.

Palabras claves

Hidrógeno verde, Transición energética, Diseño óptimo de proceso, Integración de procesos, Captura de CO₂.

Abstract

In the current context of the energy transition, green hydrogen is emerging as a key vector for decarbonization, with methanol steam reforming being a promising technology for its production and transport. This Final Degree Project presents the techno-economic design of a plant capable of producing 8,000 tons of hydrogen per year through methanol steam reforming. The process was simulated under steady-state conditions, including reforming, hydrogen purification, and CO₂ capture using MEA absorption. The plant consumes 46,948 tons of methanol and 29,217 tons of water annually, generating 64,400 tons of captured CO₂. The energy intensity of the process is 8.79 MJ/kg of H₂, with associated emissions of 0.54 kgCO₂e/kg. The economic analysis estimates a capital investment of €31.5 million and annual operating costs of €92 million. The project's viability is dependent on the hydrogen sale price, resulting in NPV of zero and IRR of 2% for a hydrogen price of €12/kg.

Keywords

Green hydrogen, Energy transition, Optimal process design, Process integration, Carbon capture.

Índice

Resumen.....	1
Palabras claves	1
Abstract.....	1
Keywords	1
1. Introducción y objetivos.....	9
1.1. Contexto energético actual y relevancia del hidrógeno.....	9
1.2. El hidrógeno verde como vector energético versátil.....	10
1.3. Producción y perspectivas de demanda del hidrógeno.....	11
1.4. Almacenamiento y transporte de hidrógeno	12
1.5. Metanol como vector de hidrógeno	12
1.6. Objetivos del proyecto y justificación	15
2. Bases de diseño.....	17
2.1. Capacidad	17
2.2. Condiciones de límite de batería.....	17
2.3. Especificaciones de producto.....	18
2.4. Servicios auxiliares.....	19
3. Localización de la planta.....	20
3.1. Selección de la localización.....	21
3.2. Descripción de la localización	21
4. Alternativas de proceso.....	25
4.1. Alternativas	25
4.2. Proceso seleccionado	27
5. Descripción del proceso	29
5.1. Diagrama de bloques.....	29
5.2. Diagrama de flujo	29
5.3. Balance de materia y energía.....	29
5.4. Descripción detallada	29
5.5. Simulación y análisis de sensibilidad	32
5.6. Diagrama de implantación.....	38
6. Equipos.....	39
6.1. Lista de equipos	39
6.2. Hojas de equipos.....	39
6.3. Diseño detallado de equipos	39

7. Instrumentación y control	40
7.1. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID)	40
7.2. Estrategia de control	40
8. Seguridad	49
8.1. Clasificación de áreas peligrosas.....	49
8.2. HAZOP Análisis.....	50
9. Impacto ambiental.....	51
9.1. Análisis de efluentes y tratamiento.....	51
9.2. Indicadores de sostenibilidad.....	53
10. Presupuesto y análisis económico.....	56
10.1. Análisis económico de la energía térmica	56
10.2. Análisis económico de la planta	58
11. Conclusiones e implicaciones del proyecto	63
12. Bibliografía.....	67

Índice de tablas

Tabla 1: Propiedades del hidrógeno.....	10
Tabla 2: Propiedades del metanol	13
Tabla 3: Condiciones de límite de batería de entrada. Metanol.....	17
Tabla 4: Condiciones de límite de batería de entrada. Agua	17
Tabla 5: Condiciones de límite de batería de entrada. MEA.....	17
Tabla 6: Condiciones de límite de batería de salida	18
Tabla 7: Especificaciones de producto. Hidrógeno	18
Tabla 8: Especificaciones de producto. Dióxido de carbono	19
Tabla 9: Resumen de servicios auxiliares	19
Tabla 10: Comparativa portadores de hidrógeno verde	26
Tabla 11: Comparativa procesos de reformado	27
Tabla 15: PCI y consumo de combustibles	56
Tabla 16: Precios estimados y coste anual combustibles	56
Tabla 17: Emisiones de CO ₂ por combustible anuales	57
Tabla 18: Costes de inversión	58
Tabla 19: Costes operativos.....	58
Tabla 20: Beneficios/Revenue.....	59

Índice de figuras

Figura 1: Localización de la planta. Mapa del puerto de Hamburgo.....	21
Figura 2: Temperaturas máximas y mínimas promedio en Hamburgo.	22
Figura 3: Promedio mensual de lluvia en Hamburgo.	23
Figura 4: Velocidad promedio del viento en Hamburgo.	23
Figura 5: Horas de luz natural y crepúsculo en Hamburgo.....	24
Figura 6: Número de sismos en los últimos 10 años cerca.....	24
Figura 7: Análisis de sensibilidad. Variación de la temperatura de operación 100-R-101	33
Figura 8: Análisis de sensibilidad. Variación de la presión de operación 100-R-101	34
Figura 9: Análisis de sensibilidad. Variación de la masa de catalizador 100-R- 101.....	34
Figura 10: Análisis de sensibilidad. Variación del ratio molar agua/ metanol 100-R-101	35
Figura 11: Análisis de sensibilidad. Variación del flujo molar de agua en 100-T-101.....	36
Figura 12: Análisis de sensibilidad. Variación de la temperatura en 100-T-101.....	37
Figura 13: Análisis de sensibilidad. Variación de platos teóricos en 100-T-101.....	37
Figura 14: Gráfica de flujos de caja en 10 años.....	59
Figura 16: Análisis de sensibilidad del VAN	60
Figura 17: Análisis de sensibilidad de la TIR.....	60

Índice de ecuaciones

Ecuación 1: Reacción de electrólisis del agua.....	14
Ecuación 2: Reacción de hidrogenación de dióxido de carbono	14
Ecuación 3: Reacción de water-gas shift inversa	14
Ecuación 4: Reacción de síntesis de metanol desde CO	14
Ecuación 5: Reformado con vapor de metanol.....	14
Ecuación 6: Reacción de desplazamiento del gas de agua.....	14
Ecuación 7: Descomposición térmica de metanol	14
Ecuación 8: Hidrogenación de dióxido de carbono_2	25
Ecuación 9: Reformado de metanol con vapor_2	25
Ecuación 10: Proceso Haber-Bosch.....	25
Ecuación 11: Cracking catalítico o térmico del amoníaco	25
Ecuación 12: Hidrogenación de tolueno	26
Ecuación 13: Deshidrogenación catalítica del MCH.....	26
Ecuación 14: Reacción geneal de reformado	26
Ecuación 15: Cinética de reacción de reformado de metanol con vapor	28
Ecuación 16: Cinética de reacción de descomposición de metanol.....	28
Ecuación 17: Cinética de reacción de desplazamiento de gas de agua.....	28
Ecuación 41: Fórmula consumo combustible caldera	56
Ecuación 42: Reacción de combustión del metano	57
Ecuación 43: Reacción de combustión del metanol	57
Ecuación 44: Reacción de combustión del hidrógeno	57

1. Introducción y objetivos

El capítulo ofrece una revisión bibliográfica que contextualiza el papel del hidrógeno en el sistema energético, expone sus limitaciones logísticas y justifica la elección del metanol como vector energético, sentando así las bases para el diseño de la planta en los capítulos siguientes.

1.1. Contexto energético actual y relevancia del hidrógeno

En las últimas cinco décadas, el consumo global de energía se ha triplicado, impulsado en gran medida por los combustibles fósiles, que siguen dominando la matriz energética con más del 80 % del consumo total. Así lo señala *Our World in Data* [1], una publicación de la Universidad de Oxford, basada en los datos de la *Statistical Review of World Energy* [2], publicada por el *Energy Institute* desde 1952.

Según la *Statistical Review of World Energy 2024* [3], en 2023 el consumo de energía primaria superó los 620 exajulios (EJ), alcanzando un nuevo récord, mientras que las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) relacionadas con el sector energético superaron por primera vez las 40 gigatoneladas de CO₂ equivalente (GtCO₂e).

A pesar del avance de las energías renovables, su crecimiento aún no compensa el aumento del consumo total de energía. La generación mundial de electricidad, que creció un 2,5 % en 2023, sigue dominada por fuentes fósiles (60 % del total), con el carbón como principal contribuyente [3]. Este contexto ha intensificado la urgencia de transformar el sistema energético hacia uno más limpio, resiliente y sostenible.

En respuesta a este desafío energético y ambiental, los esfuerzos se orientan cada vez más hacia el desarrollo de tecnologías renovables como la solar fotovoltaica y la energía eólica, como recoge el *World Energy Investment 2024* [4] de la *International Energy Agency (IEA)*. Sin embargo, estas fuentes generan electricidad de forma intermitente, lo que plantea importantes desafíos para su integración estable en la red eléctrica.

Si bien las baterías [5] y los sistemas hidroeléctricos de bombeo [6] pueden cubrir necesidades de almacenamiento a corto plazo, resultan insuficientes para resolver el problema del almacenamiento estacional o a larga distancia. En este contexto, el hidrógeno verde se presenta como una solución prometedora para un futuro sostenible, debido a su capacidad como portador de energía versátil.

1.2. El hidrógeno verde como vector energético versátil

El hidrógeno, primer elemento de la tabla periódica, en condiciones normales es un gas ligero, incoloro e inodoro, cuya forma más estable es la molécula diatómica H_2 . Destaca por su alta densidad energética gravimétrica (143 MJ/kg), muy superior a la de los combustibles fósiles. En la Tierra, es uno de los elementos más abundantes, representando aproximadamente el 75 % de la materia del Universo, sin embargo, no se encuentra libre en la naturaleza y debe producirse a partir de otras sustancias, lo que lo clasifica como un vector energético. En la siguiente tabla se presentan sus principales propiedades:

Tabla 1: Propiedades del hidrógeno. [7]

Propiedad	Valor (H_2)
Nombre / Símbolo / N° atómico	Hidrógeno, H, 1
Categoría	No metálico
Masa atómica	1,008
Electrones / Protones / Neutrones	1, 1, 0
Color / Olor	Incoloro, inodoro
Toxicidad	Ninguno, asfixiante simple
Estado físico (25 °C, 1 atm)	Gas
Densidad (gas/líquido)	0,089 g/L / 0,07 g/cm ³
Energía de ionización (eV)	13,5989
Expansión líquido-gas	1:848
Punto de fusión / ebullición (°C)	-259,14 / -252,87
PCI (MJ/kg)	118,8
T. llama adiabática (°C)	2107
Inflamabilidad (aire)	4%-75% vol.
Velocidad de llama (m/s)	3,06
Punto de inflamación (°C)	-253
Autoignición (°C)	585
Octonaje RON	>130

Tradicionalmente, el hidrógeno ha tenido un mercado industrial consolidado, su uso ha estado ligado a la industria química, especialmente en la producción de fertilizantes (mediante el proceso Haber-Bosch), en procesos de hidrogenación de hidrocarburos y en la fabricación de productos electrónicos. No obstante, su papel está evolucionando hacia un componente clave en la transición energética, con aplicaciones en sectores como el transporte, la generación eléctrica, la industria y la climatización.

Entre sus ventajas más relevantes se encuentra el hecho de que su uso en pilas de combustible o su combustión controlada no genera emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) ni contaminantes nocivos, lo que lo convierte en un recurso esencial para alcanzar una descarbonización profunda.[8]

En este contexto surge el concepto de hidrógeno verde, producido mediante electrólisis del agua utilizando electricidad procedente de fuentes renovables como la solar o la eólica. Este proceso permite una producción libre de emisiones de carbono y representa una alternativa limpia frente a métodos convencionales basados en combustibles fósiles. Además, el hidrógeno verde permite aprovechar excedentes de generación renovable, facilitando el almacenamiento energético estacional y contribuyendo a la estabilidad de la red. [9]

Su adopción es especialmente relevante en sectores difíciles de electrificar, como el transporte pesado, la siderurgia o la industria química, donde otras alternativas sostenibles resultan menos viables. En el transporte, por ejemplo, los vehículos impulsados por hidrógeno podrían reducir la dependencia de derivados del petróleo, mejorar la calidad del aire urbano y reforzar la seguridad energética. [10]

1.3. Producción y perspectivas de demanda del hidrógeno

La producción mundial de hidrógeno sigue dominada por tecnologías convencionales como el reformado con vapor de metano (SMR) y la oxidación parcial de hidrocarburos, debido a su bajo coste y a la infraestructura existente. No obstante, estos procesos generan elevadas emisiones de CO₂, incompatibles con los objetivos de descarbonización.

Como alternativa, la electrólisis alimentada por energías renovables representa una opción limpia y prometedora, aunque aún no está plenamente consolidada a escala industrial por sus costes y limitaciones técnicas.

En 2023, la demanda mundial de hidrógeno alcanzó los 97 millones de toneladas, un 2,5 % más que en 2022, concentrada mayoritariamente en el refino y la industria química, y cubierta casi en su totalidad por hidrógeno fósil. El hidrógeno de bajas emisiones apenas superó 1 millón de toneladas.[10]

Pese a ello, el despliegue de nuevos proyectos avanza: varios han alcanzado decisiones finales de inversión, con previsiones de superar los 4 millones de toneladas anuales en 2030. Además, la capacidad global de electrolizadores con inversión confirmada se ha multiplicado por veinte, pasando de poco más de 1 GW a 20 GW, reflejando un impulso creciente hacia el hidrógeno limpio, aunque aún condicionado por barreras regulatorias y de mercado.[10]

1.4. Almacenamiento y transporte de hidrógeno

Aunque el hidrógeno destaca por su alta densidad energética por unidad de masa, presenta importantes limitaciones físicas y logísticas para su almacenamiento y transporte. Su baja densidad volumétrica en estado gaseoso (incluso en forma líquida) dificulta su manipulación eficiente. Además, su licuefacción requiere temperaturas extremadamente bajas ($-253\text{ }^{\circ}\text{C}$) y consume una gran cantidad de energía, lo que penaliza su competitividad como vector energético a gran escala. [9]

Más allá de estas barreras técnico-físicas, la infraestructura existente para transportar hidrógeno es limitada y está enfocada principalmente en aplicaciones industriales localizadas. Según la Agencia Internacional de la Energía (IEA), actualmente existen tan solo 5.000 km de gasoductos de hidrógeno en operación a nivel mundial, muy por debajo de los 45.000 km necesarios para 2035 en un escenario de cero emisiones netas. [10]

En este contexto, surgen propuestas para emplear portadores líquidos capaces de almacenar y transportar hidrógeno de forma más eficiente. Entre los más estudiados se encuentran el amoníaco (NH_3), el metilciclohexano (MCH) y el metanol (MeOH). Estas sustancias pueden almacenarse y transportarse bajo condiciones más manejables, aprovechando infraestructuras logísticas ya existentes y permitiendo la distribución internacional de energía renovable.

Cada portador presenta ventajas y desafíos. El amoníaco es libre de carbono y tiene alta densidad de hidrógeno, pero su elevada toxicidad y el coste energético de su síntesis (requiere separación de aire y proceso Haber-Bosch) dificultan su implementación [11]. El metilciclohexano (MCH), por su parte, es un LOHC (portador orgánico líquido de hidrógeno), es decir, un compuesto capaz de almacenar hidrógeno de forma reversible mediante reacciones químicas [12]. Es estable y fácil de manejar, aunque presenta una baja densidad de hidrógeno por masa transportada. Su uso genera tolueno como subproducto, el cual es tóxico e inflamable y requiere precauciones en su manipulación.

1.5. Metanol como vector de hidrógeno

Entre los portadores propuestos, el metanol (MeOH) se perfila como una opción especialmente atractiva por su alta compatibilidad con la infraestructura existente, su facilidad de almacenamiento y transporte a temperatura y presión ambiente ($20\text{ }^{\circ}\text{C}$, 1,1 bar), y la madurez tecnológica tanto de su síntesis como de su reformado.

Tabla 2: Propiedades del metanol [13]

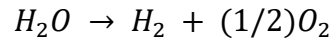
Propiedad	Valor
Nombre / Símbolo	Metanol / CH ₃ OH
Masa molar (g/mol)	32,04
Color / Olor	Incoloro / Olor alcohólico característico
Toxicidad	Alta; puede causar ceguera o muerte si se ingiere.
Estado físico (20 °C, 1 atm)	Líquido
Densidad (g/cm ³)	0,7918
Punto de fusión / ebullición (°C)	-97,6 / 64,7
PCI (MJ/kg)	19,9
Presión de vapor (20 °C, KPa)	13,02
Viscosidad (25 °C, mPas)	0,544
Índice de refracción (20 °C)	1,3288
Calor específico (25 °C, J/mol·K)	81,1
Entalpía de vaporización (KJ/mol)	37,4
Temperatura de autoignición (°C)	470
Límite de inflamabilidad (aire)	6–36 % vol.
Punto de inflamación (°C)	11–12
Solubilidad en agua	Totalmente miscible

El reformado con vapor de metanol (MSR) permite obtener hidrógeno a temperaturas moderadas (150–350 °C), lo que reduce los requerimientos energéticos respecto a otros procesos como el reformado de metano. Además, genera bajas concentraciones de CO, lo que mejora su integración con tecnologías sensibles como las pilas de combustible tipo PEM. Estas características convierten al metanol en un vector eficiente, seguro y compatible con los objetivos de sostenibilidad.

Diversos estudios —entre ellos el de Ong et al. [11]— han propuesto una cadena de suministro internacional basada en metanol. En este modelo, regiones con abundante energía renovable generan hidrógeno verde mediante electrólisis, que luego se combina con CO₂ capturado para sintetizar metanol [14]. Este se transporta a regiones consumidoras, donde se reforma para recuperar el hidrógeno, que puede utilizarse en estaciones de servicio o en sistemas estacionarios como pilas de combustible.

A continuación, se resumen las principales reacciones químicas que intervienen en cada etapa del ciclo de suministro energético basado en metanol:

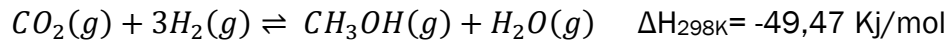
1. Producción de hidrógeno verde por electrólisis:



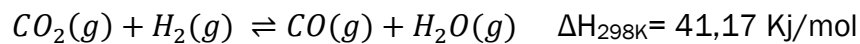
Ecuación 1: Reacción de electrólisis del agua

Proceso electrolítico impulsado por electricidad renovable.

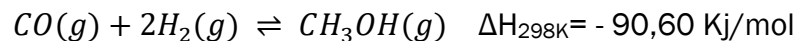
2. Síntesis de metanol (hidrogenación de CO₂):



Ecuación 2: Reacción de hidrogenación de dióxido de carbono



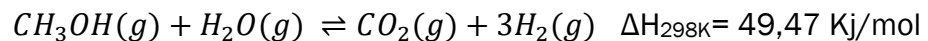
Ecuación 3: Reacción de water-gas shift inversa



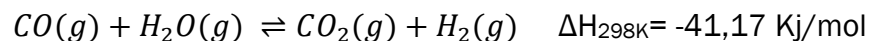
Ecuación 4: Reacción de síntesis de metanol desde CO

Catalizada, generalmente a 200–300 °C y 50 bar, rendimiento metanol ≈ 99,83%.

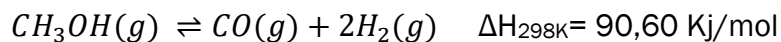
3. Reformado con vapor de metanol (MSR):



Ecuación 5: Reacción de reformado con vapor de metanol



Ecuación 6: Reacción de desplazamiento del gas de agua



Ecuación 7: Reacción de descomposición térmica de metanol

Lo innovador de esta propuesta es el ciclo cerrado de carbono: el CO₂ liberado durante el reformado puede capturarse y enviarse de vuelta al lugar de síntesis para fabricar nuevo metanol, creando una cadena energética circular y neutral en emisiones. Este enfoque resuelve el problema del transporte de hidrógeno, al tiempo que permite la transferencia de energía renovable a gran escala entre regiones geográficamente desconectadas.

Gracias a estas ventajas, el metanol se posiciona como una solución robusta para la descarbonización, capaz de conectar regiones con superávit renovable

con zonas de alta demanda energética, superando los límites actuales del hidrógeno puro como vector energético.

1.6. Objetivos del proyecto y justificación

Este Trabajo de Fin de Grado se centra en el diseño de una planta de producción de hidrógeno mediante reformado con vapor de metanol (MSR). La propuesta nace del análisis del contexto energético actual, caracterizado por el crecimiento sostenido de la demanda energética, la dependencia de los combustibles fósiles y el aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI). Ante este panorama, el hidrógeno se plantea como una solución limpia y versátil, mientras que el metanol se consolida como un vector energético alternativo viable por su facilidad de transporte y almacenamiento.

El trabajo parte de una revisión bibliográfica exhaustiva que justifica la selección del metanol como portador de hidrógeno y sustenta técnicamente la elección del proceso MSR. La planta propuesta se concibe como una solución intermedia entre la producción de hidrógeno verde y su consumo final, pensada especialmente para regiones con infraestructuras limitadas para el manejo de hidrógeno puro.

Objetivo principal

Diseñar una planta de producción de 8000 t/año de hidrógeno a partir de metanol mediante el proceso de reformado con vapor, evaluando su viabilidad técnica, económica y ambiental, y su integración en una cadena logística sostenible.

Objetivos específicos

- Establecer la capacidad de diseño, condiciones de operación y especificaciones del producto (Capítulo 2).
- Analizar la ubicación óptima de la planta considerando criterios logísticos y ambientales (Capítulo 3).
- Comparar diferentes tecnologías de producción de hidrógeno y justificar la selección del MSR (Capítulo 4).
- Desarrollar el diseño del proceso completo, incluyendo balances de materia y energía, simulación y análisis de sensibilidad (Capítulo 5).
- Dimensionar los equipos principales e integrar la instrumentación y sistemas de control (Capítulos 6 y 7).
- Evaluar la seguridad del proceso, el impacto ambiental y la sostenibilidad del sistema (Capítulos 8 y 9).
- Realizar un análisis económico de la planta, incluyendo costes de inversión y operación (Capítulo 10).

Justificación

El reformado de metanol es una tecnología madura que permite producir hidrógeno a temperaturas moderadas, con menores requisitos energéticos y emisiones que otros procesos basados en combustibles fósiles. Además, el metanol puede sintetizarse a partir de hidrógeno verde y CO₂ capturado, lo que permite cerrar el ciclo de carbono y avanzar hacia un sistema energético más limpio.

Desde el punto de vista económico, el metanol ofrece ventajas logísticas y de almacenamiento, lo que reduce costes y facilita su implementación a escala global. Esto convierte al sistema metanol–hidrógeno en una opción estratégica para la descarbonización y la diversificación de las rutas de transporte energético.

Por último, se reconoce que aún existen oportunidades de mejora en la eficiencia del proceso, tanto en la conversión química como en el aprovechamiento energético global. Estas oportunidades serán discutidas en el apartado final de conclusiones y trabajo futuro (Capítulo 11), como base para el desarrollo de líneas de investigación y optimización posteriores.

2. Bases de diseño

2.1. Capacidad

La planta ha sido diseñada para una producción de **8.000 toneladas anuales de hidrógeno 99,99 %mol**, con un régimen operativo de **8.000 horas al año**. Para ello, requiere un consumo anual de **46.948 toneladas de metanol** y **29.217 toneladas de agua** como reactivos principales.

En la etapa de separación y purificación del hidrógeno, utilizando una disolución acuosa de **monoetanolamina (MEA) al 37 % m/m**, se requieren **56.360 toneladas anuales** de esta disolución. Como resultado del proceso de purificación, se obtiene **64.400 toneladas anuales de CO₂** capturado, destinado a recompresión o licuefacción para su siguiente destino, fuera del alcance de este proyecto.

2.2. Condiciones de límite de batería

Las condiciones de límite de batería de entrada son:

Tabla 3: Condiciones de límite de batería de entrada. Metanol

Metanol	
Temperatura (°C)	35
Presión (bara)	1,5
Pureza (%m/m)	99,5

Tabla 4: Condiciones de límite de batería de entrada. Agua

Agua	
Temperatura (°C)	35
Presión (bara)	3
Pureza (%m/m)	100

Tabla 5: Condiciones de límite de batería de entrada. MEA

Disolución acuosa MEA	
Temperatura (°C)	35
Presión (bara)	1,5
Pureza (%m/m)	37

Las condiciones de límite de batería de salida son:

Tabla 6: Condiciones de límite de batería de salida

Producto	Destino	Temperatura LB (°C)	Presión LB (bara)
Hidrógeno	Celdas de combustible	35	20,8
Dióxido de carbono	Recompresión/ licuefacción	45	2

2.3. Especificaciones de producto

El hidrógeno producido en la planta debe cumplir con los estándares de calidad requeridos para aplicaciones industriales y energéticas, especialmente en celdas de combustible. En Europa, la normativa ISO 14687:2019 / EN 17124 establece los límites máximos de impurezas permitidas para garantizar su rendimiento y seguridad en usos vehiculares y estacionarios [15], [16], [17]. A continuación, se presenta una tabla comparativa entre los requisitos normativos y las características del hidrógeno generado en la planta:

Tabla 7: Especificaciones de producto. Hidrógeno [15]

Parámetro	Norma ISO 14687:2019	Hidrógeno producto
Pureza H ₂ (%mol)	≥ 99,7	99,99
Gases totales no hidrógeno (ppm _v)	≤ 300	<100
Compuestos de hidrocarburos (ppm _v)	≤ 2	0
Monóxido de Carbono, CO (ppm _v)	≤ 0,2	<0,02
Dióxido de Carbono, CO ₂ (ppm _v)	≤ 2	<0,01
Formaldehído, HCHO (ppm _v)	≤ 0,2	0
Ácido fórmico, HCOOH (ppm _v)	≤ 0,2	0
Compuestos halogenados (ppm _v)	≤ 0,05	0
Metano, CH ₄ (ppm _v)	≤ 100	0
Oxígeno, O ₂ (ppm _v)	≤ 5	0
Agua, H ₂ O (ppm _v)	≤ 5	<1
Amoníaco, NH ₃ (ppm _v)	≤ 0,1	0
Argón, Ar (ppm _v)	≤ 300	0
Helio, He (ppm _v)	≤ 300	0
Nitrógeno, N ₂ (ppm _v)	≤ 300	0
Sulfuros, H ₂ S (ppm _v)	≤ 0,004	0

El CO₂ producto, se entrega en las siguientes condiciones para su posterior procesamiento según los requisitos del destino final:

Tabla 8: Especificaciones de producto. Dióxido de carbono

Parámetro	
Pureza CO ₂ (%mol)	95,03
Contenido en agua (%mol)	4,89
Impurezas	
Hidrógeno, H ₂ (%mol)	0,03
Metanol (%mol)	0,06

2.4. Servicios auxiliares

Los servicios auxiliares son fundamentales para garantizar el funcionamiento continuo y eficiente de la planta de producción de hidrógeno a través del reformado de metanol. Estos incluyen:

- Electricidad: Se utilizará para alimentar los equipos esenciales de la planta, como bombas, compresores y sistemas de control.
- Vapor: Se generará para calefacción y para el proceso de steam out en diferentes rangos de presión (baja, media y alta).
- Fluidos refrigerantes: Se utilizarán agua de refrigeración y aire para mantener las temperaturas óptimas en los intercambiadores de calor y asegurar la estabilidad térmica.
- Aire comprimido: Se usará principalmente para alimentar las válvulas de control y otros sistemas neumáticos necesarios en la planta.
- Nitrógeno: Se empleará para la inertización y blanketing de los tanques de almacenamiento, garantizando la seguridad durante el proceso
- Combustible para Calderas Gas natural para generación de calor en las calderas cuya elección se justifica en el capítulo 8.1. de 'Análisis económico de energía térmica'.

Tabla 9: Resumen de servicios auxiliares

Servicio auxiliar	Consumo estimado
Vapor de alta presión (41 barg, 254 °C)	12.317 kg/h
Vapor de media presión (10 barg, 184°C)	16.800 kg/h
Agua de refrigeración (6 barg, 25 °C)	1.944 m ³ /h
Electricidad	3.609 KW
Gas natural	1.460 kg/h
Nitrógeno	7,51 m ³ /h

3. Localización de la planta

En línea con lo planteado en la introducción, se está configurando un modelo internacional en el que algunos países con abundantes recursos renovables actuarán como exportadores de energía limpia, mientras que otros con alta demanda y menor capacidad de producción se convertirán en importadores netos. Dentro de la Unión Europea, España y Alemania ejemplifican bien esta dinámica.

Alemania se posiciona como uno de los principales demandantes de hidrógeno verde en Europa, debido tanto a sus objetivos climáticos como a su elevada demanda energética. En 2024, adoptó la Estrategia de Importación de Hidrógeno, con la que prevé cubrir entre el 50 % y el 70 % de su consumo proyectado para 2030 (entre 95 y 130 TWh) [18] mediante importaciones sostenibles de hidrógeno y sus derivados, como el metanol y el amoníaco.

Con el objetivo de garantizar una cadena de suministro estable y diversificada, Alemania ha firmado acuerdos bilaterales con 13 países estratégicos, entre ellos España, según recoge el informe *Economía del hidrógeno en Alemania* del ICEX [18]. Varias empresas alemanas —como ABO ENERGY, ENERTRAG o SEFE— están desarrollando proyectos de producción de hidrógeno y sus derivados en España, Latinoamérica y África.

Este impulso institucional y empresarial ha favorecido el desarrollo de un ecosistema industrial innovador en torno al hidrógeno, especialmente en regiones como el Ruhr, Hamburgo y Alemania Central, donde se concentran empresas, startups y centros de investigación especializados. Además, puertos clave como Hamburgo, Wilhelmshaven y Brunsbüttel están siendo adaptados para recibir y distribuir productos derivados del hidrógeno, como el metanol.

Paralelamente, España está desarrollando una infraestructura creciente para convertirse en uno de los principales exportadores de metanol verde de Europa. Algunos de los proyectos más destacados son: la planta de MeetGreenPort en el Puerto de Huelva, con una capacidad de 300.000 toneladas anuales prevista para 2027 [19]; la planta en La Robla, León, con 140.000 toneladas anuales prevista para 2025 [20]; y la planta de Cepsa y C2X, también en el Puerto de Huelva, con 300.000 toneladas anuales prevista para 2026 [21].

La estrecha colaboración energética entre España y Alemania, junto con el desarrollo paralelo de capacidades complementarias —producción en el sur, transformación y distribución en el norte—, sustenta la elección de Alemania como país receptor del metanol verde y lugar idóneo para establecer la planta de producción de hidrógeno.

La colaboración activa entre Alemania y España en el desarrollo de infraestructuras para la producción y transporte de metanol verde refuerza la viabilidad técnica, logística y estratégica del presente proyecto, proponiendo Alemania como país receptor y transformador del metanol, y a España como país productor y exportador.

3.1. Selección de la localización

Dentro de Alemania, se ha seleccionado el Puerto de Hamburgo como emplazamiento para la planta, por su infraestructura industrial avanzada, acceso a electricidad renovable y agua industrial, y su papel clave en la importación y distribución de productos químicos [22].

Además, cuenta con proyectos como el Hamburg Green Hydrogen Hub [23], que favorecen su integración en la cadena de suministro del hidrógeno. Su conexión ferroviaria, marítima y terrestre permite una distribución eficiente a nivel nacional y europeo.



Figura 1: Localización de la planta. Mapa del puerto de Hamburgo. [24]

3.2. Descripción de la localización

El Puerto de Hamburgo, conocido como *Hamburger Hafen*, se localiza en el norte de Alemania, a orillas del río Elba, aproximadamente a 110 km de su desembocadura en el mar del Norte. La ciudad de Hamburgo se encuentra en la latitud 53,55° N y longitud 9,99° E, con una altitud media de 8 metros sobre el nivel del mar.

Datos climáticos

El Puerto de Hamburgo presenta un clima oceánico templado (clasificación Köppen: Cfb), caracterizado por:

- *Temperaturas:*

Las temperaturas son moderadas durante todo el año. En la temporada templada (de junio a septiembre), las temperaturas máximas medias superan los 19 °C, alcanzando su punto más alto en julio, con una media de 22 °C y mínimas en torno a 13 °C.

En la temporada fría (de noviembre a marzo), las temperaturas máximas medias están por debajo de 7 °C. El mes más frío es enero, con temperaturas que oscilan entre -1 °C y 4 °C.

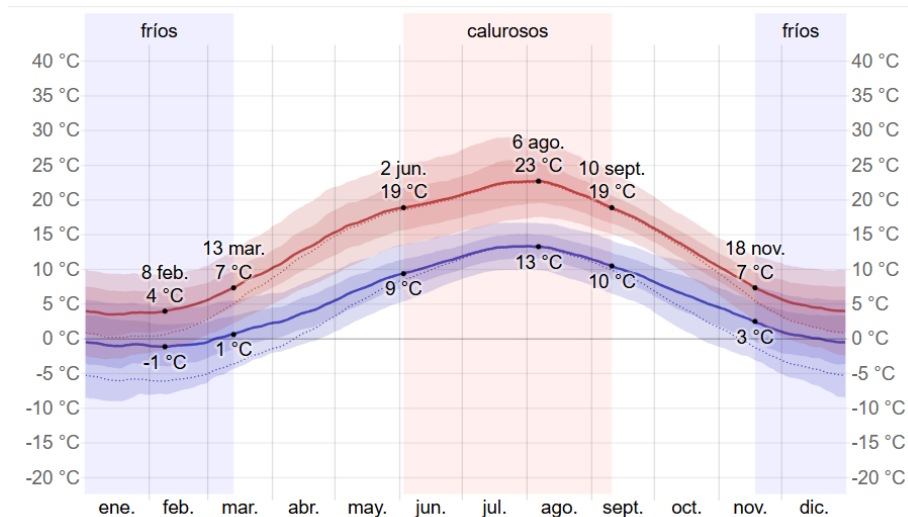


Figura 2: Temperaturas máximas y mínimas promedio en Hamburgo. [25]

- *Precipitaciones:*

Las precipitaciones en Hamburgo se distribuyen de manera relativamente uniforme a lo largo del año, con un promedio anual de aproximadamente 770 a 850 mm, sin una estación seca claramente definida. El mes más lluvioso es julio, con un promedio de 53 mm de lluvia, mientras que el mes más seco es abril, con un promedio de 31 mm. Esta distribución pluvial moderada favorece un régimen climático equilibrado durante todo el año, sin extremos de sequía o lluvias intensas prolongadas.

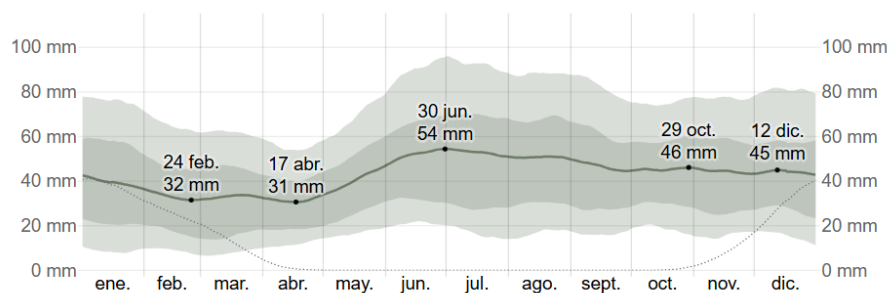


Figura 3: Promedio mensual de lluvia en Hamburgo. [25]

- *Humedad relativa:*

En cuanto a la humedad relativa, el mes que presenta el nivel más alto es noviembre con un porcentaje de 87%. Por el contrario, mayo ha registrado la menor cantidad de humedad relativa con solo 69%. [26]

- *Velocidades medias del viento:*

En Hamburgo, los vientos son más fuertes entre octubre y abril, con una velocidad promedio superior a los 18 km/h, siendo enero el mes más ventoso. De abril a octubre, los vientos son más suaves, destacando agosto con una velocidad promedio de 15,4 km/h. El viento predominante proviene del sur en otoño y del oeste durante el resto del año.

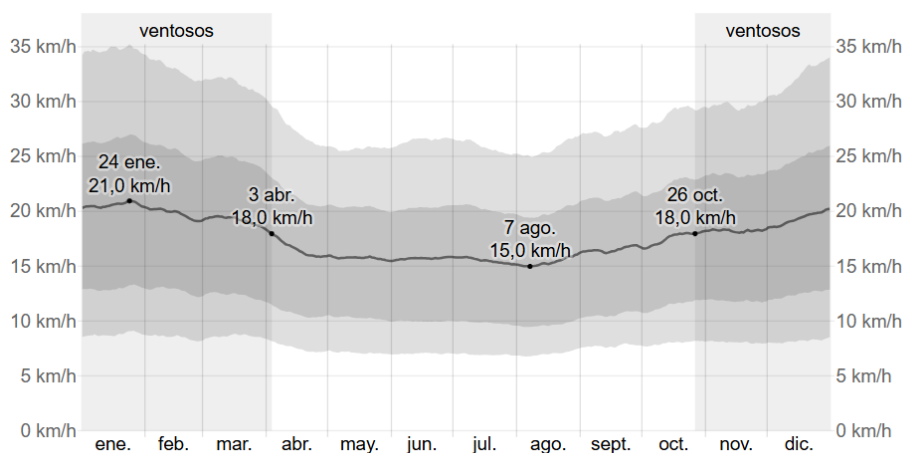


Figura 4: Velocidad promedio del viento en Hamburgo. [25]

- *Horas de sol:*

La cantidad de horas de sol anuales oscila entre 1.500 y 1.600, con mayor radiación solar entre mayo y agosto. La duración del día varía significativamente durante el año, con el día más corto el 21 de diciembre, con 7 horas y 27 minutos de luz, y el día más largo el 21 de junio, con 17 horas y 3 minutos de luz natural.

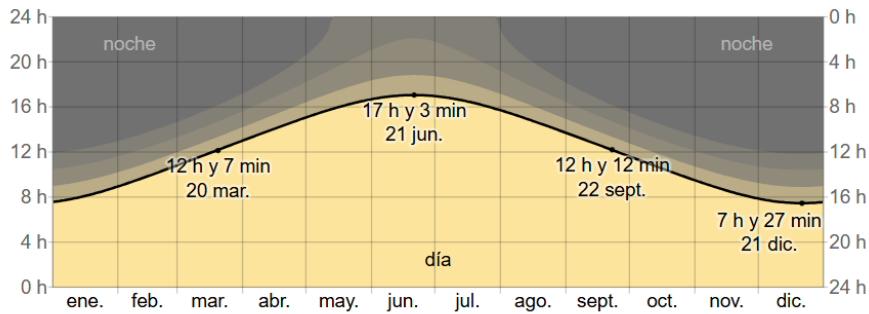


Figura 5: Horas de luz natural y crepúsculo en Hamburgo. [25]

Actividad sísmica

Hamburgo se sitúa en una zona de muy baja actividad sísmica, lejos de los principales límites de placas tectónicas. Históricamente, los sismos registrados en la región han sido esporádicos y de magnitudes bajas, sin impacto significativo sobre infraestructuras. Según datos del *German Research Centre for Geosciences (GFZ)* [27] y el *European-Mediterranean Seismological Centre (EMSC)* [28], no se han reportado eventos sísmicos relevantes en las últimas décadas.

MAG	NÚMERO DE SISMOS (23 EN TOTAL COMO 100%)	
7+		- no quakes Mag 7 or higher
6+		- no quakes Mag 6 or higher
5+		- no quakes Mag 5 or higher
4+		- no quakes Mag 4 or higher
3+		4 sismos betw. Mag 3 - 4 (17.39%)
2+		10 sismos betw. Mag 2 - 3 (43.48%)
abajo M2		9 sismos (39.13%)

Figura 6: Número de sismos en los últimos 10 años cerca de Hamburgo, Alemania, por magnitud. [29]

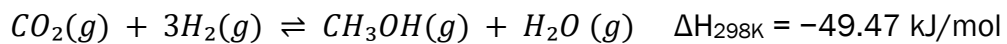
4. Alternativas de proceso

4.1. Alternativas

Dentro de las posibles rutas para la producción de hidrógeno, se presenta a continuación un cuadro comparativo entre los principales portadores de hidrógeno verde analizados en el apartado introductorio. Todos ellos pueden producirse a partir de hidrógeno verde obtenido por electrólisis, combinándolo con otras materias primas mediante los siguientes procesos y reacciones representativas:

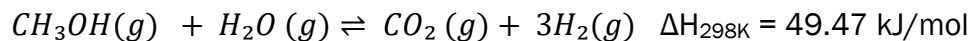
Metanol verde

Síntesis con H₂ verde y CO₂ capturado:



Ecuación 8: Reacción de hidrogenación de dióxido de carbono_2

Reformado con vapor:

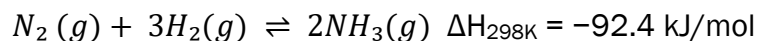


Ecuación 9: Reacción de reformado de metanol con vapor_2

Requiere temperaturas moderadas (200–300 °C) y puede generar CO como subproducto secundario. [11]

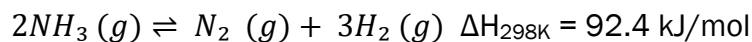
Amoníaco verde

Proceso Haber-Bosch:



Ecuación 10: Reacción de Haber-Bosch

Cracking catalítico o térmico:

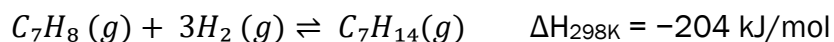


Ecuación 11: Reacción de cracking catalítico o térmico del amoníaco

Requiere temperaturas elevadas (>400 °C) y catálisis adecuada (por ejemplo, Ru, Ni o Fe). [30], [31]

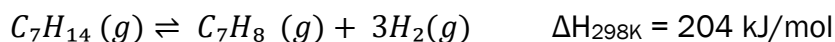
Metilciclohexano

Hidrogenación de tolueno:



Ecuación 12: Reacción de hidrogenación de tolueno

Deshidrogenación catalítica:



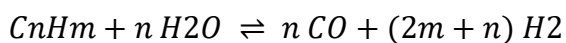
Ecuación 13: Reacción de deshidrogenación catalítica del MCH

Esta reacción es endotérmica y ocurre a 300–400 °C sobre catalizadores como Pt/Al₂O₃. [32], [30]

Tabla 10: Comparativa portadores de hidrógeno verde

Portador	Metanol (CH ₃ OH)	Amoniaco (NH ₃)	MCH
%H ₂ grav.	~12,5	~17,6	~6,2
Transporte	Líquido a 20 °C y 1 atm	Licuado a –33 °C (o comprimido a 10 bar)	Líquido a 20 °C y 1 atm
Consumo energético	Baja–media (eficiente)	Media (alta T ^a , complejidad)	Alta (proceso reversible costoso)
Emisiones	CO ₂ (capturable, reutilizable)	Sin CO ₂	No CO ₂ directo, origen fósil habitual
Infraestructura existente	Alta (tanques, tuberías industriales)	Moderada (industria química)	Baja (infraestructura limitada)
Viabilidad general	Alta: maduro, seguro, fácil de manejar	Media: libre de carbono pero muy tóxico	Baja: alto coste, baja densidad de H ₂

A continuación, se muestra una tabla comparativa de los principales procesos de reformado de hidrocarburos y alcoholes para la producción de hidrógeno, en la que se analizan parámetros relevantes como la temperatura de operación, el rendimiento en hidrógeno, las emisiones de carbono y las características operativas clave [33]:



Ecuación 14: Reacción general de reformado

Tabla 11: Comparativa procesos de reformado

Combustible	Metano (CH ₄)	Metanol (CH ₃ OH)	Etanol (C ₂ H ₅ OH)	Gasolina /Diesel
Tipo de reformado	Reformado con vapor	Reformado con vapor	Reformado con vapor	Reformado parcial u oxidación parcial
T (°C)	700–900	230–300	700–900	900–1100
% mol H ₂	~78	~72 %	~71.5 %	~73 %
% mol CO	~11	~0,8	~14	~20
Emisiones de CO ₂	Elevadas	Capturable, baja	Media–alta	Muy elevadas
Viabilidad general	Alta eficiencia, emisiones altas y necesidad de gas natural	Baja T ^a , menos CO, ideal para pilas PEM	Mayor formación de CO, requiere pretratamiento de agua	Emisiones altas, alto contenido de carbono, difícil de escalar

4.2. Proceso seleccionado

Tal como se argumentó en el Capítulo 1, se seleccionó el reformado con vapor de metanol (MSR) como proceso de producción de hidrógeno debido a sus ventajas operativas, como el funcionamiento a temperaturas moderadas (200–300 °C), la baja generación de monóxido de carbono en los gases de salida y su compatibilidad con tecnologías posteriores, como las pilas de combustible PEM. Asimismo, se destacó que el metanol actúa como un portador líquido eficiente, con facilidad de transporte, manejo y una infraestructura industrial ya consolidada.

Para la simulación del reactor se ha empleado el software *Aspen PlusV14*, utilizando un reactor tipo *RPlug* con un modelo cinético heterogéneo basado en el trabajo de *Peppley et al. (1999)* [34]. Este modelo describe un mecanismo de tipo Langmuir–Hinshelwood, desarrollado y validado para catalizadores comerciales Cu/ZnO/Al₂O₃ (como BASF K3-110), en condiciones típicas de reformado de metanol (239,85–259,85 K y ≈1,1 bar), los cuales son ampliamente conocidos por su baja concentración de CO.

Reacciones reversible consideradas:

1. Reformado con vapor de methanol (SMR): *Ecuación 5*
2. Descomposición de metanol (DM): *Ecuación 7*
3. Reacción de desplazamiento de gas de agua (WGS): *Ecuación 6*

Expresiones de velocidad de reacción:

$$r_{SRM} = \frac{k_R \cdot K^*_{CH_3O^{(1)}} \cdot \left(\frac{p_{CH_3OH}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) \cdot \left(1 - \frac{p_{H_2}^3 \cdot p_{CO_2}}{k_R \cdot p_{CH_3OH} \cdot p_{H_2O}} \right) \cdot C_{S_1}^T \cdot C_{S_{1a}}^T}{\left(1 + K^*_{CH_3O^{(1)}} \cdot \left(\frac{p_{CH_3OH}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) + K^*_{HCOO^{(1)}} \cdot p_{CO_2} \cdot p_{H_2}^{\frac{1}{2}} + K^*_{OH^{(1)}} \cdot \left(\frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) \right) \cdot \left(1 + K^{\frac{1}{2}}_{H^{(1a)}} \cdot p_{H_2}^{\frac{1}{2}} \right)}$$

Ecuación 15: Cinética de reacción de reformado de metanol con vapor

$$r_{DM} = \frac{k_D \cdot K^*_{CH_3O^{(2)}} \cdot \left(\frac{p_{CH_3OH}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) \cdot \left(1 - \frac{p_{H_2}^2 \cdot p_{CO}}{k_D \cdot p_{CH_3OH}} \right) \cdot C_{S_2}^T \cdot C_{S_{2a}}^T}{\left(1 + K^*_{CH_3O^{(2)}} \cdot \left(\frac{p_{CH_3OH}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) + K^*_{OH^{(2)}} \cdot \left(\frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) \right) \cdot \left(1 + K^{\frac{1}{2}}_{H^{(2a)}} \cdot p_{H_2}^{\frac{1}{2}} \right)}$$

Ecuación 16: Cinética de reacción de descomposición de metanol

$$r_{WGS} = \frac{k_W^* \cdot K^*_{OH^{(1)}} \cdot \left(\frac{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) \cdot \left(1 - \frac{p_{H_2} \cdot p_{CO_2}}{k_W \cdot p_{CO} \cdot p_{H_2O}} \right) \cdot C_{S_1}^{T^2}}{\left(1 + K^*_{CH_3O^{(1)}} \cdot \left(\frac{p_{CH_3OH}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) + K^*_{HCOO^{(1)}} \cdot p_{CO_2} \cdot p_{H_2}^{\frac{1}{2}} + K^*_{OH^{(1)}} \cdot \left(\frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right) \right)^2}$$

Ecuación 17: Cinética de reacción de desplazamiento de gas de agua

Donde:

r_i : velocidad de reacción ($\text{mol s}^{-1} \text{m}^{-2}$)

k_i : constante cinética de Arrhenius

K_i : constantes de equilibrio o adsorción

p_i : presión parcial de especie i (bar)

$C_{S_i}^T \cdot C_{S_{ia}}^T$: concentración total de sitios activos tipo i

Subíndices (1), (2): diferentes sitios activos del catalizador

Los parámetros de dichas ecuaciones se encuentran en el Anexo I.

Para reducir el impacto ambiental del proceso, se ha modelado la captura de CO_2 generada en el reformado mediante una columna de absorción con monoetanolamina (MEA). Este sistema se ha simulado en Aspen Plus con base al modelo proporcionado por *Mioli et al.* [35], que incluye parámetros y configuraciones estándar de equilibrio y regeneración. Se implementó una columna de absorción-desorción que permite alcanzar una eficiencia de captura superior al 90 %, usando soluciones de MEA alrededor de 35 %.

5. Descripción del proceso

5.1. Diagrama de bloques

El diagrama de bloques del proceso se encuentra en el Anexo II.

5.2. Diagrama de flujo

El diagrama de flujo del proceso se encuentra en el Anexo III.

5.3. Balance de materia y energía

El balance de materia y energía del proceso se ha llevado a cabo mediante la simulación de la planta de producción de hidrógeno utilizando el software *Aspen PlusV14*. Los resultados del balance se presentan en el Anexo IV.

5.4. Descripción detallada

Para la descripción detallada del proceso se diferencian dos zonas principales: la zona de reacción del reformado de metanol con vapor (desde los planos 100-PFD-101 a 100-PFD-102) y la zona de separación y purificación de hidrógeno (desde 100-PFD-103 a 100-PFD-104), de acuerdo con el diagrama de flujo del proceso (ver Anexo III).

Zona de reacción

El metanol importado entra en el proceso a través de la corriente 02, con un flujo másico de 5.868 kg/h, a una temperatura de 35 °C y una presión de 1,5 bar, y se almacena en el depósito 100-D-101. El agua, procedente del río Elba y acondicionada en el área industrial del puerto de Hamburgo, se introduce por la corriente 01 con un caudal de 409 kg/h, a 35 °C y 3 bar de presión.

El metanol es extraído del depósito mediante la corriente 03, se presuriza hasta 3 bar mediante la bomba 100-P-101 A/B y se mezcla con la corriente 01 (agua) y la corriente 12B, que contiene reactivos no reaccionados recuperados en un absorbedor posterior. Esta mezcla da lugar a la corriente 05, con un flujo total de 10.352 kg/h y una proporción molar agua/metanol de 1,3.

La corriente 05 se precalienta en el intercambiador 100-E-101, donde aumenta su temperatura desde 40 °C hasta 102 °C aprovechando el calor de la corriente de salida del reactor (corriente 08). A continuación, en el intercambiador 100-E-102, se calienta hasta los 250 °C requeridos para la reacción utilizando vapor de alta presión, generando la corriente 07.

La corriente 07, ya acondicionada (250 °C, 1 bar), entra en el reactor 100-R-101, un reactor multitubular de lecho empacado compuesto por 2020 tubos de 12 m de longitud y 2 cm de diámetro. El lecho está cargado con 3200 kg de

catalizador Cu/ZnO/Al₂O₃, adecuado para el proceso de reformado de metanol. La reacción, endotérmica, requiere un sistema de calefacción que mantenga constante la temperatura de operación a 250 °C.

En el reactor se alcanza una conversión de metanol del 98,35 %, con una selectividad de formación de hidrógeno del 74,9 % y una selectividad hacia monóxido de carbono del 0,58 %. La corriente de salida, 08, compuesta por agua y metanol no reaccionados, junto con los productos de reacción (H₂, CO y CO₂), actúa como fluido caliente en el intercambiador 100-E-101, reduciendo su temperatura desde 250 °C hasta 107 °C (corriente 09).

Para facilitar la posterior separación de los componentes, la corriente 09 se enfría adicionalmente mediante un refrigerador de aire (100-AE-101) y un intercambiador de agua de refrigeración (100-E-103) hasta alcanzar 30 °C.

La mezcla gaseosa enfriada entra por la parte superior de una columna de absorción (100-T-101), que dispone de 12 platos reales y opera a 30 °C y 1,5 bar. Por el primer plato entra agua a 30 °C y 1,5 bar, que actúa como absorbente. Como resultado, se obtiene por el fondo de la columna una corriente líquida (corriente 12A) de 4.074 kg/h, compuesta principalmente por agua (98 % molar) y metanol. Esta corriente es bombeada mediante 100-P-102 A/B para su recirculación y mezclado con los reactivos frescos, formando nuevamente la corriente 05.

Por la parte superior de la columna se obtiene una corriente gaseosa (corriente 14) de 9.521 kg/h, con la siguiente composición molar:

- Hidrógeno (H₂): 72,65 %
- Dióxido de carbono (CO₂): 24,01 %
- Monóxido de carbono (CO): 0,31 %
- Agua: 2,97 %
- Metanol: 0,06 %

Esta corriente constituye la alimentación de la zona de separación y purificación de hidrógeno, descrita en el siguiente apartado.

Zona de separación

La corriente 14, procedente del absorbedor 100-T-101, entra a 30 °C y 1,5 bar por la parte inferior de la columna de absorción de CO₂ 100-T-102, de 29 platos reales. Por el plato 1, se introduce la corriente 17, compuesta por una disolución acuosa de monoetanolamina (MEA) a 35 °C y 1,5 bar, con un caudal másico total de 164.500 kg/h. Esta corriente resulta de la combinación de la corriente 15 (MEA fresca, 7.045 kg/h, al 37 % m/m) y la corriente 18B (MEA

regenerada), las cuales se mezclan y enfrían en el intercambiador 100-E-104 hasta alcanzar la temperatura de operación del absorbedor.

En el absorbedor 100-T-102, el dióxido de carbono presente en la corriente 14 es capturado por la disolución de MEA. Como resultado, se generan dos corrientes:

- Por la parte superior, se obtiene la corriente 19, un gas a 48,1 °C y 1,5 bar, con un caudal de 1.955 kg/h y una composición de 92,6 % molar de hidrógeno, junto con trazas de agua, CO₂, CO y metanol. Esta corriente se enfría hasta 35 °C mediante un intercambiador de agua de refrigeración (100-E-107) antes de entrar al compresor multietapa 100-C-101 A/B/C.

La compresión se realiza en tres etapas, elevando la presión desde 1,5 bar hasta 21,1 bar, con una relación de compresión de 2,6 por etapa. Entre las etapas se incluyen dos intercambiadores de refrigeración (100-E-108 y 100-E-109) que reducen la temperatura a 35 °C, así como dos separadores de líquido (KO Drums 100-D-106 y 100-D-107) que eliminan el contenido líquido de cada etapa.

La corriente comprimida resultante (corriente 41) alcanza 169 °C y 21,1 bar, y se enfría nuevamente en el intercambiador 100-E-110 antes de pasar por el KO Drum 100-D-108, dando lugar a la corriente 44.

La corriente 44, con un caudal de 1.263 kg/h y una pureza de 99,01 % molar de hidrógeno, se introduce en la unidad de adsorción por oscilación de presión (PSA), 100-PSA-101. En dicha unidad se obtiene la corriente 46, con un caudal de 1.000 kg/h y una pureza de 99,99 % molar de hidrógeno, que constituye el producto final de la planta de producción de hidrógeno objeto de diseño.

- Por la parte inferior del absorbedor 100-T-102, se obtiene la corriente líquida 20A, que contiene el CO₂ capturado. Esta corriente es impulsada por la bomba 100-P-103 A/B, aumentando su presión hasta 2,3 bar, y se dirige hacia la columna de regeneración de aminas 100-T-103, equipada con 29 platos reales.

Antes de su entrada en la columna, la corriente 20A se precalienta desde 63,2 °C hasta 91 °C en el intercambiador 100-E-105, empleando como fluido caliente la corriente de aminas regeneradas (22A, 22B). La corriente 21 accede a la columna a 2 bar y 91 °C, introduciéndose por el segundo plato.

La columna de regeneración cuenta con un refrigerador de aire (100-AE-102) como condensador y opera con una relación de reflujo de 0,41. Por la cabeza de la columna se obtiene la corriente 25, a 2 bar y 45 °C, compuesta por 95 % molar de CO₂ y el resto agua, que se dirige a una unidad externa para su licuefacción o recompresión.

En el fondo de la columna se encuentra el reboiler de vapor de media presión (100-E-106), que proporciona el calor necesario para la regeneración de la amina. Desde el fondo, se extrae la corriente 22A, correspondiente a la solución de MEA regenerada a 122 °C, la cual es bombeada mediante la bomba 100-P-105 A/B hacia el absorbedor de CO₂ 100-T-102. Como se mencionó anteriormente, esta corriente pasa por el intercambiador 100-E-105, donde se enfría a 96 °C, antes de mezclarse con la corriente de amina fresca (corriente 15) para formar la corriente 16.

Antes de esta mezcla, se realiza una purga del 3,9 % en masa del caudal total a través de la corriente 18A, con el objetivo de evitar la acumulación de impurezas y garantizar la eficiencia del sistema de absorción.

5.5. Simulación y análisis de sensibilidad

Con el objetivo de optimizar la producción de hidrógeno, se han realizado diversos análisis de sensibilidad mediante el software *Aspen PlusV14*, centrados en la zona de reacción del proceso. En concreto, se han evaluado los efectos de diferentes condiciones operativas en el reactor de reformado de metanol con vapor (100-R-101) y en el absorbedor de metanol (100-T-101).

En dichos análisis, se ha estudiado la influencia de variables como la temperatura y presión del reactor, la masa de catalizador, el ratio de reactivos o el flujo de agua de absorción, sobre parámetros clave como la conversión de metanol, la selectividad hacia la formación de hidrógeno y la selectividad hacia la formación de monóxido de carbono (CO). Este último es especialmente relevante, ya que, además de disminuir la pureza del hidrógeno, afecta negativamente a la eficiencia del sistema de purificación y acelera la degradación de catalizadores en posibles usos posteriores del hidrógeno.

Por su parte, las condiciones de operación de la zona de separación y purificación han sido simuladas siguiendo los datos experimentales propuestos por *Lin et al.* [36] por lo que no se han incluido análisis de sensibilidad específicos en esa sección.

Temperatura en el reactor 100-R-101

Se ha evaluado el efecto de la temperatura de operación del reactor sobre la conversión de metanol, la selectividad hacia la formación de hidrógeno y la selectividad hacia la formación de CO.

La temperatura se ha variado entre 150 °C y 300 °C, manteniendo constantes el resto de condiciones.

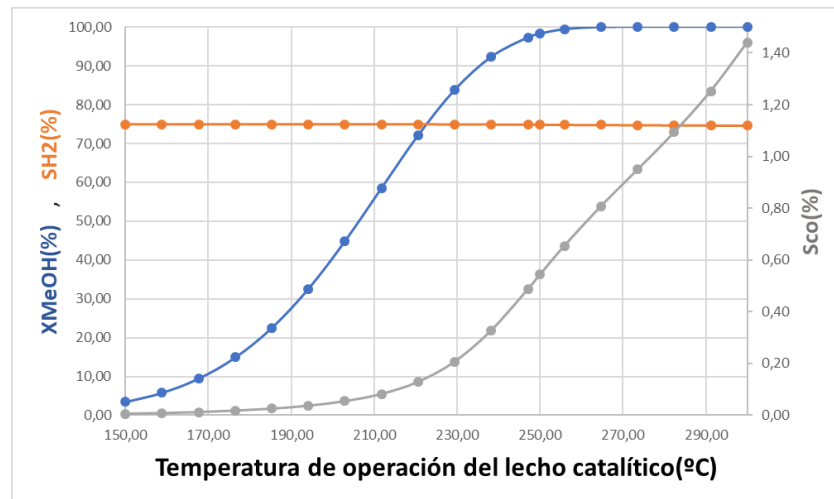


Figura 7: Análisis de sensibilidad. Variación de la temperatura de operación 100-R-101

Resultados: La conversión de metanol aumenta progresivamente con la temperatura hasta alcanzar un valor máximo a 250 °C, a partir del cual se estabiliza sin mejoras significativas. La selectividad hacia hidrógeno se mantiene prácticamente constante en todo el rango estudiado, mientras que la formación de CO muestra una tendencia creciente con la temperatura.

Condición seleccionada: Se ha seleccionado una temperatura de 250 °C, ya que representa un compromiso óptimo entre alta conversión de metanol y limitación en la formación de CO.

Presión en el reactor 100-R-101

En este análisis se ha estudiado la influencia de la presión en los mismos parámetros: la conversión de metanol, la selectividad hacia hidrógeno y la selectividad hacia CO.

La presión se ha variado entre 1 bar y 20 bar.

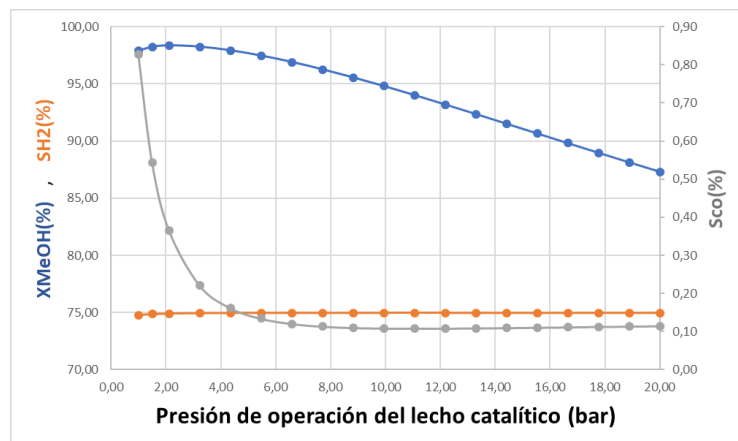


Figura 8: Análisis de sensibilidad. Variación de la presión de operación 100-R-101

Resultados: Se observa, que al aumentar la presión en el reactor, la conversión de metanol disminuye de forma considerable. La selectividad hacia hidrógeno permanece prácticamente constante en todo el rango de presiones analizado, mientras que la formación de CO disminuye hasta alcanzar un valor mínimo en torno a 4 bar, a partir del cual su variación no resulta significativa.

Condición seleccionada: Se ha seleccionado una presión de operación de 2,4 bar, ya que maximiza la conversión de metanol, mantiene una selectividad de CO aceptable y permite evitar los costes operativos asociados a operar a mayor presión.

Masa de catalizador en el reactor 100-R-101

El objetivo de este análisis es determinar la cantidad óptima de catalizador que permita maximizar la conversión sin incurrir en un sobredimensionamiento innecesario y minimizar la formación de CO.

Se ha variado la masa de catalizador entre 500 kg y 4000 kg.

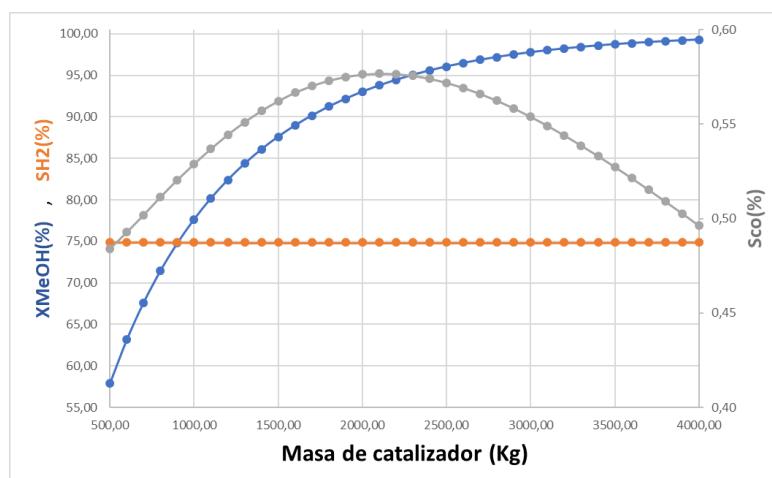


Figura 9: Análisis de sensibilidad. Variación de la masa de catalizador 100-R-101

Resultados: La conversión de metanol aumenta de forma significativa con la masa de catalizador hasta aproximadamente 2.500 kg, punto a partir del cual el incremento es más moderado. La selectividad hacia hidrógeno apenas se ve afectada por este parámetro, mientras que la selectividad de CO aumenta con la masa de catalizador hasta alcanzar un máximo en torno a 2.300 kg, a partir del cual comienza a descender.

Condición seleccionada: Se ha fijado una masa de catalizador de 3.200 kg, ya que permite alcanzar una conversión superior al 98 %, manteniendo una selectividad de CO reducida y optimizando el diseño del reactor en términos de volumen y coste.

Ratio de reactivos en el reactor 100-R-101

Se ha analizado cómo influye el ratio molar entre agua y metanol en la alimentación del reactor sobre la eficiencia de la reacción y la formación de subproductos.

El ratio se ha variado entre 0,6 y 1,7.

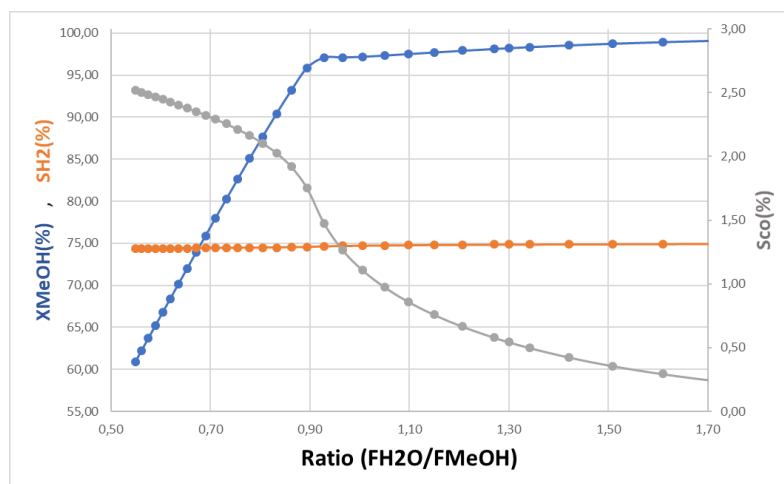


Figura 10: Análisis de sensibilidad. Variación del ratio molar agua/ metanol 100-R-101

Resultados: El aumento del ratio agua/metanol favorece la conversión de metanol, con un incremento notable hasta un valor de 0,9, a partir del cual la mejora es moderada. A medida que se incrementa este ratio, la selectividad hacia hidrógeno muestra una ligera mejora, mientras que la selectividad hacia CO disminuye de forma considerable, lo cual resulta favorable para la posterior etapa de purificación.

Condición seleccionada: Se ha establecido un ratio agua/metanol de 1,3 como valor óptimo, ya que permite mantener una conversión elevada de metanol y minimizar de forma efectiva la formación de CO.

Flujo de agua en el absorbedor 100-T-101

Se ha estudiado el efecto del flujo molar de agua (corriente 13) sobre la recuperación de agua y metanol como reactivos en la recirculación (corriente 12B).

El caudal se ha variado entre 10 kmol/h y 190 kmol/h.

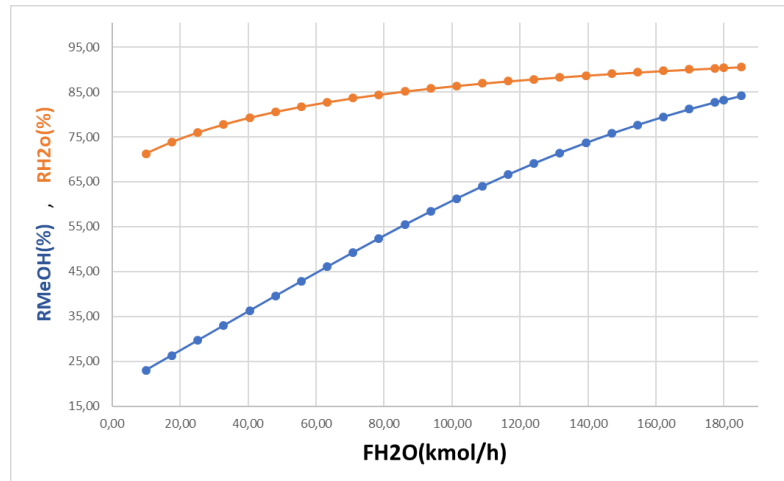


Figura 11: Análisis de sensibilidad. Variación del flujo molar de agua en 100-T-101

Resultados: El incremento del caudal de agua en el absorbedor mejora la recuperación de metanol, observándose una pendiente de recuperación más pronunciada para el metanol que para el agua.

Condición seleccionada: Se ha seleccionado un caudal de 180 kmol/h, ya que permite maximizar la recuperación de reactivos, asegurando que el agua introducida en el absorbedor pueda ser reaprovechada en el reactor.

Temperatura en el absorbedor 100-T-101

Este análisis evalúa cómo afecta la temperatura del absorbedor a la recuperación de agua y metanol.

La temperatura se ha variado entre 10°C y 100°C.

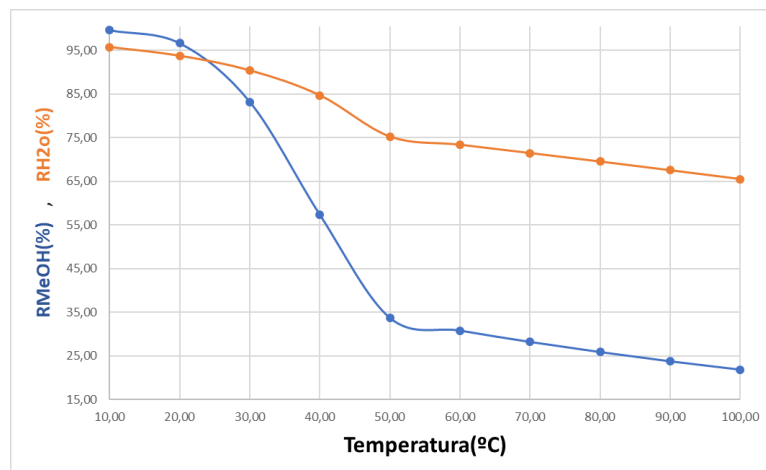


Figura 12: Análisis de sensibilidad. Variación de la temperatura en 100-T-101

Resultados: La absorción mejora a temperaturas más bajas, pero se ve limitada por la temperatura mínima alcanzable con el sistema de refrigeración.

Condición seleccionada: Se ha fijado una temperatura de 30°C como valor de compromiso entre eficiencia y viabilidad técnica.

Número de etapas en el absorbedor 100-T-101

Se ha evaluado el número de platos teóricos necesarios en el absorbedor para alcanzar una eficiencia adecuada.

Se ha analizado entre 1 y 20 platos teóricos.

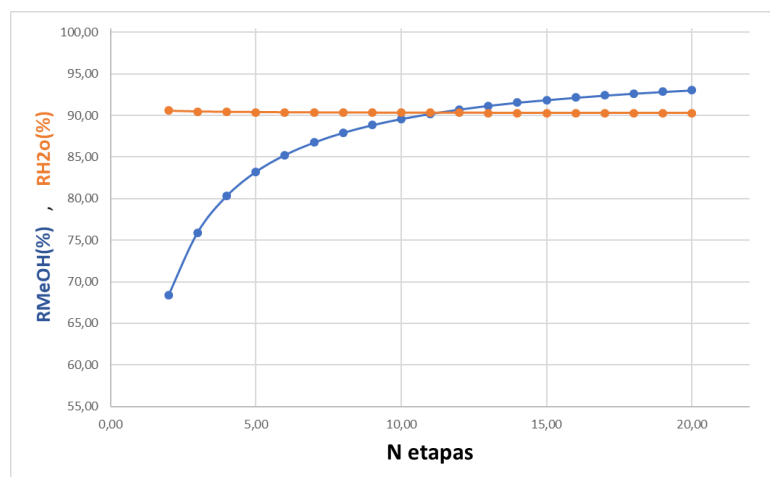


Figura 13: Análisis de sensibilidad. Variación de platos teóricos en 100-T-101

Resultados: A medida que se incrementa el número de etapas en el absorbedor, la recuperación de metanol mejora notablemente hasta alrededor de 5 etapas teóricas. Entre 5 y 10 etapas, el incremento de recuperación sigue siendo positivo, aunque con una pendiente mucho menor, y a partir de 10

etapas el aumento es muy leve. La recuperación de agua, en cambio, no presenta variaciones significativas con el número de etapas.

Condición seleccionada: Se han considerado 6 etapas teóricas que corresponden con 12 reales como número óptimo, ya que aporta un buen rendimiento sin sobredimensionar el equipo.

5.6. Diagrama de implantación

El diagrama de implantación de la planta se encuentra en el Anexo V.

6. Equipos

6.1. Lista de equipos

La lista de equipos se encuentra en el Anexo VI.

6.2. Hojas de equipos

Las hojas de cada equipo de la planta se encuentran en el Anexo VI.

6.3. Diseño detallado de equipos

Los métodos y cálculos empleados para el diseño de cada equipo y los correspondientes valores numéricos para cada caso se encuentran en el Anexo VII.

La temperatura de diseño de cada equipo se ha seleccionado como la más restrictiva entre los casos:

- $T_{\text{diseño}} = T_{\text{op.}} + \text{entre } 20\text{-}50^{\circ}\text{C}$
- $T_{\text{diseño}} = T_{\text{máx.op.}} + \text{entre } 5\text{-}10^{\circ}\text{C}$

La presión de diseño se ha seleccionado como la más alta entre los casos:

- Si $P_{\text{máx.op.}} < 2\text{barg} \rightarrow P_{\text{diseño}} = 3,5 \text{ barg}$
- Si $P_{\text{máx.op.}} > 2\text{barg} \rightarrow P_{\text{diseño}} = \text{MAX}(P_{\text{máx.op.}} + 1,8 \text{ barg} ; 1,1 \cdot P_{\text{máx.op.}} ; 3,5 \text{ barg})$
- Si hay una bomba aguas arriba y una válvula aguas abajo, $P_{\text{diseño}} = P_{\text{shutoff}}$
- Para las válvulas de seguridad, $P_{\text{set}} \text{PSV} = P_{\text{diseño}}$

7. Instrumentación y control

7.1. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID)

El diagrama de tuberías e instrumentación se encuentra en el Anexo VIII.

7.2. Estrategia de control

Para la selección de la estrategia de control de cada equipo de la planta, se ha utilizado como referencia el manual "Desarrollo de Diagramas de Tuberías e Instrumentación (P&ID) " [37] .La estrategia de control reflejada en el P&ID de la planta se detalla a continuación.

Entrada de reactivos

Para regular la alimentación de reactivos en el reactor 100-R-101, se ha implementado una estrategia de control en cascada con control de proporción (*ratio control*), que asegura una proporción adecuada entre las corrientes de entrada de metanol y agua, considerando la recirculación desde el absorbedor 100-T-101.

El nivel de líquido en el absorbedor 100-T-101 es monitoreado mediante el transmisor de nivel LT-004. La señal de nivel es enviada al controlador de nivel LIC-004 (ubicado en el P&ID 100-PID-003), el cual opera en cascada con el controlador de flujo FIC-03B (ubicado en el P&ID 100-PID-004). Este último recibe la señal del transmisor de flujo FT-03B y ajusta la válvula de control FV-03B en la línea de recirculación 2"-P-155-150-B4-NI.

La señal de flujo medida por FT-03B también se utiliza como variable primaria en el controlador de proporción FCC-001 (representado en el P&ID 100-PID-001). Este controlador calcula los setpoints necesarios para los controladores de flujo FIC-001 y FIC-002, correspondientes a las corrientes de metanol y agua frescos, respectivamente, para mantener la proporción deseada en la mezcla de entrada al reactor.

En la línea de metanol fresco (línea 2"-P-100-150-B3-NI, P&ID 100-PID-001), el transmisor de flujo FT-001 proporciona la medición al controlador FIC-001, que ajusta la válvula de control FV-001 según el setpoint recibido del FCC-001. De manera análoga, en la línea de agua fresca (línea 2"-P-114-150-B4-NI, P&ID 100-PID-102), el transmisor de flujo FT-002 transmite la señal al controlador FIC-002, que regula la válvula de control FV-002 en función del setpoint proporcionado por el FCC-001.

Esta configuración permite mantener una relación constante entre las corrientes de entrada de reactivos, ajustándose automáticamente a las variaciones en el flujo de recirculación, y asegurando así una operación estable y eficiente del reactor.

100-D-101

El tanque de almacenamiento de metanol, identificado como 100-D-101 y ubicado en el plano 100-PID-101, requiere el control de tres variables principales: flujo de entrada, nivel de líquido y presión interna. El flujo de alimentación de metanol al sistema se gestiona mediante el lazo de control de reactivos, explicado anteriormente en el apartado de control de entrada de reactivos.

El nivel dentro del tanque se mide mediante un transmisor de nivel LT-002, cuya señal es enviada al controlador de nivel LIC-002. Este regula la apertura de la válvula de control LV-002 situada en la línea 2"-P-113-150-B4-NI, con el fin de mantener el nivel deseado de líquido en el tanque. Además, se han dispuesto alarmas de nivel alto y de nivel bajo para garantizar la operación segura del equipo.

Respecto a la presión, dado que el metanol se encuentra almacenado en fase líquida, a medida que se extrae producto la presión interna tiende a disminuir. Para mantener una presión controlada y evitar la entrada de aire que podría comprometer la seguridad, se introduce nitrógeno como gas inerte mediante un lazo de control de presión PIC-001, que regula la inyección de nitrógeno al tanque. Asimismo, se han instalado un transmisor de presión PT-002 y un indicador PI-002, ambos asociados a alarmas de alta y baja presión para una supervisión continua.

Por último, para proteger el equipo frente a posibles incrementos de presión que superen los límites de diseño, se han dispuesto las válvulas de seguridad PSV-001 y PSV-002, que actúan en caso de sobrepresión para aliviar el exceso de presión en el interior del tanque.

Todo el esquema de instrumentación y control descrito para este equipo se encuentra representado en el diagrama 100-PID-101.

100-R-101

El reactor de reformado de metanol con vapor, se encuentra representado en el diagrama 100-PID-102. La entrada de reactivos al reactor se controla mediante la estrategia descrita anteriormente en el apartado de control de entrada de reactivos. En cuanto a los elementos de control de variables, el reactor no dispone de lazos de control activos adicionales, pero cuenta con instrumentación de medida de temperatura y presión tanto en la entrada como en la salida.

A la entrada y salida del reactor se han instalado indicadores de temperatura e indicadores de presión. La medición de temperatura se realiza mediante elementos primarios TE, cuyos valores son transmitidos por transmisores TT e

indicados en TI, con alarmas de baja temperatura a la entrada y alarmas de alta y baja temperatura a la salida. Para la presión, se dispone de transmisores PT y de indicadores PI, correspondientes a los instrumentos 006 y 007, ambos asociados a alarmas de alta y baja presión para una supervisión continua del reactor.

Adicionalmente, el reactor está equipado con tres medidores de temperatura situados a lo largo del lecho catalítico, conectados a tres transmisores y tres indicadores (instrumentos 008, 009 y 010), todos ellos configurados con alarmas de alta temperatura. Estos transmisores están integrados en el sistema de seguridad a través del interlock I-002, que, en caso de detectar un sobrecalentamiento excesivo en el reactor, actuará automáticamente sobre las válvulas on/off instaladas en la línea de entrada de agua 2"-P-114-150-B4-NI (en el mismo P&ID 100-PID-102) y en la línea de salida del tanque de metanol 2"-P-110-150-B4-NI (representada en el 100-PID-101), cortando así la entrada de reactivos y deteniendo la reacción de forma segura.

100-T-101

El absorbedor de metanol, se encuentra representado en el diagrama 100-PID-103. Las variables de operación principales que se controlan en este equipo son la entrada de agua fresca, la presión interna y el nivel de líquido, ya que la entrada de la corriente proveniente de la salida de reacción está controlada mediante la estrategia descrita previamente.

La entrada de agua fresca al absorbedor, a través de la línea 2"-P-144-150-B4-NI, está regulada mediante un lazo de control de flujo compuesto por el controlador FIC-003, que actúa sobre la válvula de control FV-003 para mantener el caudal deseado. El control del nivel de líquido en el absorbedor se realiza mediante un sistema en cascada nivel-flujo, el cual fue descrito en el apartado de control de entrada de reactivos.

La presión interna del absorbedor se mide directamente mediante un transmisor de presión instalado en el equipo, que envía la señal al controlador de presión PIC-011. Este controlador actúa sobre la válvula PV-011 situada en la línea de salida de gases 16"-P-150-150-B4-NI, regulando así la evacuación de gases para mantener la presión dentro del rango operativo establecido. Además, se dispone de alarmas de alta y baja presión asociadas al sistema de medición para garantizar una supervisión constante del estado del equipo.

Como sistema de protección adicional, se han instalado las válvulas de seguridad PSV-009 y PSV-010, que actúan en caso de que la presión interna del absorbedor supere el límite de diseño, garantizando la seguridad del equipo y del proceso.

100-T-102

La columna de absorción de CO_2 , se encuentra representada en el diagrama 100-PID-105. En esta unidad, las corrientes de entrada no requieren de lazos de control específicos, ya que son reguladas indirectamente por los lazos de control de equipos situados aguas arriba en el proceso. Por tanto, las variables fundamentales a controlar en la columna son la presión interna y el nivel de líquido.

La presión en el interior de la columna se mide mediante un transmisor de presión instalado directamente en el equipo, cuya señal se envía al controlador de presión PIC-015. Este controlador regula la apertura de la válvula de control PV-015, ubicada en la línea de salida de hidrógeno 14"-P-167-150-B4-NI, para mantener la presión dentro del rango de operación establecido. Además, el sistema cuenta con alarmas de alta y baja presión asociadas a este lazo de control para garantizar una supervisión continua de las condiciones de operación.

El nivel de líquido en la parte inferior de la columna se controla mediante el lazo de control de nivel LIC-007. La señal del transmisor de nivel correspondiente regula la apertura de la válvula de control LV-007, ubicada en la línea de salida de amina rica 6"-P-172-150-B4-NI, representada en el diagrama 100-PID-106, asegurando así el mantenimiento de un nivel adecuado de líquido en la columna para un funcionamiento estable.

Como protección adicional frente a situaciones de sobrepresión, se han instalado las válvulas de seguridad PSV-013 y PSV-014, que actúan automáticamente en caso de que la presión interna del equipo supere los límites de diseño establecidos, garantizando la seguridad de la instalación.

Control del sistema de desorción de CO_2

La columna de desorción de CO_2 , identificada como 100-T-103, se encuentra representada en el diagrama 100-PID-107. En este sistema, las variables fundamentales a controlar son la presión interna de la columna, el nivel de líquido en la columna, el reflujo desde el acumulador de cabezas, la temperatura del condensador, la temperatura del reboiler y el nivel en el bote de condensados del vapor de servicio.

La presión interna de la columna 100-T-103 se controla mediante el lazo PIC-022, el cual mide la presión directamente en la columna y dispone de alarmas de alta y baja presión. Este controlador actúa sobre la válvula de control PV-022, ubicada en la línea de salida de gases 8"-P-202-150-B4-PP del acumulador de cabezas 100-D-103, representada en el diagrama 100-PID-108. De este modo, se regula la evacuación de los gases, compuestos principalmente por CO_2 , para mantener la presión de operación de la columna.

La salida de vapor de la parte superior de la columna se dirige al condensador de aire 100-AE-102, donde parte del vapor se condensa. La temperatura del condensador se controla mediante el lazo TIC-026, que actúa sobre el motor del ventilador del intercambiador, ajustando la capacidad de enfriamiento para alcanzar la temperatura de condensación deseada.

El vapor y el líquido procedentes del condensador se separan en el acumulador de cabezas 100-D-103. El nivel de líquido en este acumulador se controla mediante el lazo LIC-011, que regula el flujo de reflujo hacia la columna, asegurando así la estabilidad operativa. Además, el acumulador cuenta con una alarma de nivel bajo para proteger frente a situaciones de vaciado excesivo. La corriente de gases, se trata de la línea que regula la presión en la columna mencionada.

Respecto a la parte inferior de la columna, el nivel de líquido en el fondo se regula mediante el lazo LIC-008, que controla la válvula LV-008, situada en la línea 8"-P-211-150-B4-PP y representada en el diagrama 100-PID-109, permitiendo la extracción controlada de amina regenerada.

La temperatura del reboiler 100-E-106, encargado de generar el vapor necesario para la desorción, se controla mediante el lazo TIC-025. Este lazo mide la temperatura a partir del plato sensible de la columna y regula el caudal de vapor de servicio, actuando sobre la línea de vapor de media presión 8"-MPS-189-B4-HC, manteniendo la temperatura óptima de operación. Además, el sistema cuenta con alarmas de alta y baja temperatura asociadas al control de reboiler para garantizar un funcionamiento seguro.

Adicionalmente, el bote de condensado del vapor de servicio, identificado como 100-D-105, dispone de un lazo de control de nivel LIC-010, que actúa sobre la válvula de control LV-010 instalada en la línea de descarga de condensados 2"-BW-193-150-B4-PP, asegurando así la gestión adecuada del condensado.

Como protección frente a sobrepresiones, se han instalado varias válvulas de seguridad: la columna 100-T-103 cuenta con las válvulas PSV-015 y PSV-016, el acumulador de cabezas 100-D-103 dispone de las válvulas PSV-017 y PSV-018, y la línea de vapor de servicio del reboiler 100-E-106 está protegida mediante las válvulas PSV-021 y PSV-022, proporcionando así la seguridad requerida para todo el conjunto del sistema de desorción. El condensador 100-AE-102 posee un interlock de seguridad I-003, que se activa en caso de vibraciones anómalas detectadas por el sensor VSHH-002.

Control de la compresión de hidrógeno y equipos auxiliares

La compresión de hidrógeno se lleva a cabo mediante el compresor 100-C-101, cuyo sistema de control y equipos auxiliares se encuentran distribuidos entre

los diagramas 100-PID-110 y 100-PID-111. La regulación del flujo y de la presión de salida del compresor se realiza mediante un lazo de control de presión PIC-031, que mide la presión a través del transmisor PT-031 instalado en el KO Drum de salida de hidrógeno 100-D-108. El controlador PIC-031 actúa directamente sobre el motor del compresor, ajustando su velocidad para mantener la presión deseada en el sistema.

En el proceso de compresión están involucrados cuatro KO Drums, dispuestos en diferentes puntos del circuito para eliminar los condensados generados: el KO Drum de entrada de hidrógeno 100-D-105, los KO Drums interetapa 100-D-106 y 100-D-107, y el KO Drum de salida 100-D-108. Cada KO Drum cuenta con su propio lazo de control de nivel, correspondientes a LIC-013, LIC-014, LIC-015 y LIC-016, que actúan sobre las válvulas de control LV-013, LV-014, LV-015 y LV-016 respectivamente, instaladas en las líneas de drenaje 2"-P-222-150-B4-NI, 2"-P-230-150-B4-NI, 2"-P-249-150-B4-NI y 2"-P-256-150-B4-NI.

Todos los KO Drums están equipados con transmisores de presión PT-028, PT-029, PT-030 y PT-031, así como indicadores de presión PI asociados, para supervisar las condiciones de operación. Además, cada KO Drum dispone de dos válvulas de seguridad para protección contra sobrepresión: PSV-021 y PSV-022 para el primer KO Drum, PSV-025 y PSV-026 para el primer interetapa, PSV-029 y PSV-030 para el segundo interetapa, y PSV-033 y PSV-034 para el KO Drum de salida.

En el sistema también se incluyen cuatro intercambiadores de calor que enfrían el gas en diferentes etapas de compresión: el intercambiador de entrada 100-E-107, los intercambiadores interetapa 100-E-108 y 100-E-109, y el intercambiador de salida 100-E-110. Estos equipos no disponen de lazos activos de control de temperatura, ya que su objetivo es maximizar la reducción térmica del gas. Para su monitorización, se han instalado indicadores de temperatura en las líneas de entrada y salida de cada intercambiador. Adicionalmente, las líneas de refrigeración están protegidas mediante válvulas de seguridad dispuestas por pares: PSV-019 y PSV-020, PSV-023 y PSV-024, PSV-027 y PSV-028, y PSV-031 y PSV-032, proporcionando la protección necesaria frente a cualquier situación de sobrepresión en el circuito de refrigeración.

100-PSA-101

El sistema de adsorción por oscilación de presión (PSA) para purificación de hidrógeno, representado en el diagrama 100-PID-111, cuenta con lazos de control que permiten gestionar adecuadamente las fases de adsorción y desorción del ciclo.

Durante la fase de adsorción, la presión de salida se regula mediante el lazo de control PIC-033, que mide la presión de la corriente de producto y actúa sobre la válvula de control PV-033, asegurando que se mantenga dentro del rango óptimo de operación para maximizar la captura de impurezas. Durante la fase de desorción, la presión se controla mediante el lazo PIC-032, que regula la apertura de la válvula PV-032 para permitir la liberación controlada de los gases adsorbidos y regenerar así los lechos de adsorción.

Para garantizar la calidad del hidrógeno purificado, el sistema incorpora analizadores de concentración de impurezas. Se han instalado analizadores de CO₂, identificados como AI-004 y AI-002, y analizadores de CO, identificados como AI-001 y AI-003. Estos analizadores supervisan continuamente las concentraciones de CO₂ y CO en la corriente de hidrógeno producto y están equipados con alarmas de alta y baja concentración para detectar cualquier desviación respecto a los límites especificados de pureza, permitiendo acciones correctivas inmediatas.

Cambiadores de calor

Los intercambiadores de calor de carcasa y tubos 100-E-101 y 100-E-105, representados en los diagramas 100-PID-102 y 100-PID-107 respectivamente, no disponen de lazos activos de control, ya que su función es maximizar el intercambio de calor entre las corrientes de proceso de manera pasiva.

El intercambiador 100-E-101 está equipado con indicadores de presión PI-04, PI-05, PI-08 y PI-09, e indicadores de temperatura TI-03, TI-04, TI-12 y TI-13, ubicados en las líneas de entrada y salida. De manera similar, el intercambiador 100-E-105 dispone de los indicadores de presión PI-19, PI-20 y PI-21, y de los indicadores de temperatura TI-19, TI-21, TI-23 y TI-24.

Todos los instrumentos cuentan con sus correspondientes transmisores y están asociados a alarmas de alta y baja, asegurando la monitorización continua de las condiciones de operación.

El enfriador de aire 100-AE-101, representado en el diagrama 100-PID-103, controla la temperatura de la corriente de salida de proceso 16"-P-137-150-B4-PP. La medición se realiza mediante el sensor TE-014 y el transmisor TT-014, y el controlador TIC-014 actúa sobre el motor del ventilador para mantener la temperatura en el valor deseado. El sistema dispone de una alarma de alta temperatura y de un interlock de seguridad I-003, que se activa en caso de vibraciones anómalas detectadas por el sensor VSHH-001.

Los intercambiadores de calor de agua de refrigeración 100-E-103 y 100-E-104, representados en los diagramas 100-PID-103 y 100-PID-105, controlan la temperatura de la corriente de salida mediante un sistema de bypass. Parte

del flujo de entrada se desvía directamente hacia la salida, regulando así la cantidad de fluido que atraviesa el intercambiador.

La temperatura de salida se mide mediante los lazos TIC-015 y TIC-017, que actúan sobre dos válvulas de control en cada intercambiador: TV-015B y TV-017B para el flujo que atraviesa el equipo, y TV-015A y TV-017A para el flujo desviado. Este sistema permite mantener las condiciones de proceso optimizando el uso de refrigeración.

Además, las líneas de refrigeración están protegidas mediante válvulas de seguridad, instaladas en pares: PSV-007 y PSV-008 para el intercambiador 100-E-103, y PSV-011 y PSV-012 para el intercambiador 100-E-104.

El intercambiador de calor 100-E-102, representado en el diagrama 100-PID-102, regula la temperatura de salida mediante el lazo TIC-006, que actúa sobre la válvula TV-006 situada en la línea de vapor de alta presión 4"-HPS-132-B4-HC, ajustando el caudal de vapor de servicio.

El condensado generado se recoge en el bote de condensados 100-D-102, donde el control de nivel LIC-003 actúa sobre la válvula LV-003 en la línea 2"-BW-134-B4-PP para asegurar su evacuación adecuada.

Como protección frente a sobrepresiones, el sistema dispone de las válvulas de seguridad PSV-003 y PSV-004, que protegen tanto el circuito de vapor como el de condensados.

Bombas

En todos los sistemas de bombeo de la planta se han instalado dos bombas por servicio, designadas como bombas A y B, con el objetivo de garantizar la continuidad de operación en caso de fallo de una de ellas. Para proteger las bombas frente a situaciones de desabastecimiento de líquido, se ha dispuesto un transmisor de nivel en el equipo anterior a cada bomba, conectado a un interlock de seguridad. Este interlock actúa sobre una válvula on/off instalada en la línea de impulsión y sobre el motor de las bombas, deteniendo su funcionamiento en caso de detectar un nivel insuficiente de líquido. Todas las válvulas de control están situadas después de las bombas, garantizando así la protección de los equipos y evitando condiciones de funcionamiento en vacío.

Adicionalmente, cada conjunto de bombas dispone de estaciones de arranque manual (HS) para su operación local en caso de necesidad.

A continuación, se enumeran las bombas, junto con su referencia en los diagramas P&ID y los instrumentos de seguridad asociados:

- 100-P-101 A/B en el 100-PID-101, asociados al transmisor de nivel LT-001 e interlock I-001.

- 100-P-102 A/B en el 100-PID-104, asociados al transmisor de nivel LT-005 e interlock I-004.
- 100-P-103 A/B en el 100-PID-106, asociados al transmisor de nivel LT-006 e interlock I-005.
- 100-P-104 A/B en el 100-PID-108, asociados al transmisor de nivel LT-012 e interlock I-008.
- 100-P-105 A/B en el 100-PID-109, asociados al transmisor de nivel LT-008 e interlock I-006.

8. Seguridad

8.1. Clasificación de áreas peligrosas

La planta de producción de hidrógeno mediante reformado de vapor de metanol presenta áreas clasificadas como zonas peligrosas debido a la presencia de líquidos y gases inflamables, principalmente metanol y hidrógeno. La clasificación se ha realizado siguiendo el Sistema de Zonas establecido en la normativa ATEX (Directiva 2014/34/EU) [38] y en la norma IEC 60079-10-1:2020, considerando la frecuencia y duración de presencia de atmósferas explosivas.

Las principales zonas clasificadas son las siguientes:

- Almacenamiento de metanol:
Interior de los tanques: Zona 0 (atmósfera explosiva presente de forma continua o durante largos periodos).
Áreas inmediatas a bocas, venteos y válvulas: Zona 1 (atmósfera explosiva probable en operación normal).
- Sistemas de alimentación de metanol y bombas:
Instalaciones de transferencia y bombeo: Zona 1 (riesgo moderado por fugas o conexiones).
- Zona del reactor de reformado:
Área inmediata al reactor 100-R-101: Zona 1 (presencia frecuente de hidrógeno en operación normal).
- Sistema de purificación de hidrógeno (PSA):
Área del PSA 100-PSA-101: Zona 2 (atmósfera explosiva solo en condiciones anómalas).
- Sistema de compresión de hidrógeno:
Equipos de compresión 100-C-101 y alrededores: Zona 2 (presencia accidental de hidrógeno).
- Tuberías de gases y venteos:
Líneas de conducción de metanol o hidrógeno: Zona 2 (riesgo bajo, condicionado a fugas).

La planta contiene áreas clasificadas como Zona 0, Zona 1 y Zona 2, de acuerdo con la Directiva ATEX y la norma IEC 60079-10-1. Debido a la presencia de metanol y, especialmente, de hidrógeno como gas más exigente, todos los equipos eléctricos e instrumentales instalados en las áreas

clasificadas deben ser aptos para trabajar en atmósferas explosivas del Grupo IIC.

8.2. HAZOP Análisis

En el Anexo IX se encuentra el HAZOP.

9. Impacto ambiental

9.1. Análisis de efluentes y tratamiento

En el Anexo X se encuentra una tabla resumen de los efluentes de la planta.

Este análisis tiene como objetivo evaluar los principales efluentes, tanto líquidos, como sólidos y gaseosos, así como las estrategias para mitigar o, idealmente, eliminar sus impactos. Los efluentes se clasifican por tipo (gaseoso, líquido, sólido), periodicidad (continuos, intermitentes, puntuales) y probabilidad (normal, improbable, altamente improbable), lo que facilita su identificación y tratamiento según su naturaleza y frecuencia.

Efluentes líquidos

Entre los efluentes líquidos de la planta, se encuentran los condensados de vapor generados en los intercambiadores 100-E-102 y 100-E-106. Estos condensados, no contaminados, son continuos y de ocurrencia normal, y se reutilizan como aporte al sistema de generación de vapor.

El agua de refrigeración de los intercambiadores 100-E-103, 100-E-104, 100-E-107, 100-E-108, 100-E-109 y 100-E-110 también constituye un efluente líquido, de carácter continuo y probabilidad normal. Esta agua se mantiene en circuito cerrado, aunque las purgas del sistema deben ser tratadas antes de su posible vertido si contienen aditivos.

La corriente 18A, purga del sistema de absorción con MEA, es una corriente líquida de tipo intermitente y probabilidad normal. Parte de esta se puede reutilizar, y el resto, al considerarse contaminante por la presencia de aminas degradadas, se debe tratar externamente.

Las aguas separadas en los depósitos flash 100-D-105 a 100-D-108 contienen trazas de compuestos del proceso, presentan una periodicidad intermitente y una probabilidad normal. Estas aguas se someten a tratamientos físico-químicos para permitir su reutilización o vertido controlado.

Se genera una pequeña corriente de agua de refrigeración en las unidades PSA, cuyo caudal es reducido. Dado su bajo volumen y bajo nivel de contaminación, esta corriente no se recircula y se descarga directamente al exterior de la instalación, bajo condiciones controladas.

Efluentes gaseosos

Las emisiones procedentes de la combustión de gas natural en la generación de calor son continuas, de tipo gaseoso y de probabilidad normal. Estas emisiones, principalmente de CO₂, representan la mayor fuente directa de gases de efecto invernadero en la planta. Aunque no se ha considerado la

captura de CO₂ en esta corriente, la planta ya cuenta con un sistema de absorción con aminas (MEA) para la captura de CO₂ procedente del gas de síntesis reformado, empleado en la etapa de purificación del hidrógeno. Esta infraestructura podría servir como base tecnológica para ampliar el tratamiento a otras fuentes de emisión como la combustión, mediante un sistema de captura postcombustión.

La corriente 45 del PSA es un efluente gaseoso continuo, con una probabilidad normal. Contiene un 90 % de hidrógeno y el resto de CO₂, CO, agua y metanol. Actualmente, no se ha determinado su destino final, aunque se plantea su envío a antorcha, lo que supondría una pérdida de hidrógeno recuperable y una fuente adicional de emisiones. Como alternativa, se propone la implementación de una segunda etapa PSA o un sistema de valorización térmica controlada, lo que permitiría recuperar parte del hidrógeno residual y mejorar la eficiencia global de la planta.

Los gases provenientes del sistema de blanketing del depósito 100-D-101 y de las válvulas de seguridad (PSV) se clasifican como gaseosos, intermitentes y de probabilidad normal. Son dirigidos a la antorcha atmosférica para su combustión.

Los vapores liberados durante operaciones de limpieza son emisiones gaseosas de tipo puntual, con una probabilidad baja pero no despreciable (improbable). Aunque son difusas y ocasionales, pueden contener trazas de metanol o aminas, y requieren sistemas de control o lavado para su mitigación.

Efluentes sólidos

El principal efluente sólido es el catalizador usado en el reactor 100-R-101, compuesto por Cu/ZnO/Al₂O₃. Este residuo se clasifica como sólido, de aparición puntual y probabilidad normal, ya que se genera de forma programada tras la vida útil del catalizador.

El catalizador puede ser regenerado si las condiciones lo permiten o enviado a tratamiento externo como residuo metálico. Su manipulación debe cumplir con la normativa de residuos industriales, considerando su posible clasificación como residuo peligroso según su estado tras la operación.

Otros tipos de contaminación

Además de los efluentes físicos, la planta puede generar impactos ambientales adicionales de tipo visual, acústico, por olores o vibraciones. Estos impactos no se clasifican como efluentes físicos, pero son relevantes para la evaluación ambiental global.

La contaminación visual por estructuras industriales se considera continua y de probabilidad normal, especialmente por la presencia de reactores, tanques y enfriadores. La contaminación acústica y por vibraciones, generada por compresores, bombas y ventiladores, también es continua y probable en condiciones normales de operación.

Las emisiones de compuestos volátiles durante purgas o mantenimientos son puntuales y de probabilidad improbable, aunque deben contemplarse en los análisis de riesgo. Para todos estos casos se plantean medidas correctivas como encapsulamiento de equipos, barreras acústicas, lavado de gases o el uso de productos químicos menos volátiles.

9.2. Indicadores de sostenibilidad

La sostenibilidad de un proceso industrial puede analizarse mediante indicadores cuantitativos que permiten evaluar su eficiencia, consumo de recursos y el impacto ambiental asociado. A continuación, se presentan los principales indicadores calculados para la planta de producción de hidrógeno mediante reformado de metanol.

Intensidad de materiales (Material Intensity)

La intensidad de materiales se define como la cantidad de materias primas consumidas por cada kilogramo de producto útil generado ($\text{kg materia prima} / \text{kg producto}$).

En este caso, se ha obtenido un valor de 1,83 kg de materia prima por cada kg de producto útil. Este resultado refleja una conversión bastante eficiente, ya que se requiere una cantidad moderada de insumos para la obtención del producto final. Cuanto más bajo sea este valor, mayor será la eficiencia en el uso de recursos.

Para su cálculo, se han considerado como materias primas el metanol, el agua de proceso y la disolución acuosa de monoetanolamina (MEA), mientras que los productos útiles son el hidrógeno (producto final de la planta) y el dióxido de carbono, que se valoriza externamente como insumo para la producción de metanol u otros procesos industriales.

E-Factor

El E-Factor cuantifica los residuos generados por cada kilogramo de producto útil ($\text{kg residuos} / \text{kg producto}$).

En este proceso se ha calculado un E-Factor de 0,83, lo que significa que por cada kilogramo de producto generado se produce 0,83 kg de residuos. Esto

indica una gestión de residuos razonablemente controlada, aunque siempre susceptible de mejora.

Como residuos se han considerado la corriente de purga 18A del sistema de aminas, la corriente 45 de purga del PSA, y las corrientes 31, 35, 39 y 43 de agua con trazas de metanol, aminas y CO₂ de los separadores flash 100-D-105, 100-D-106, 100-D-107 y 100-D-108.

Intensidad energética (Energy Intensity)

La intensidad energética expresa el consumo total de energía, tanto térmica como eléctrica, por cada kilogramo de producto útil (MJ / kg producto).

Para la planta diseñada, este valor asciende a 8,79 MJ/kg de producto. Este consumo energético es relativamente bajo en comparación con otros procesos químicos complejos [39], reflejando una integración adecuada de los recursos energéticos.

Para su cálculo se ha considerado el consumo eléctrico de las bombas 100-P-101 a 100-P-105, el compresor 100-C-101 y los enfriadores de aire 100-AE-101 y 100-AE-102. En cuanto a la energía térmica, se ha incluido el aporte de los intercambiadores de calor 100-E-102 y 100-E-106, que utilizan vapor de alta y media presión respectivamente, así como el sistema de calefacción del reactor 100-R-101.

Consumo de agua (Water Consumption)

El consumo de agua se define como el volumen de agua dulce consumido por cada kilogramo de producto útil generado (m³ / kg producto).

En esta planta se ha calculado un consumo de 0,016 m³ de agua por cada kg de producto útil, lo que representa un valor moderadamente bajo. Este resultado indica un uso eficiente de los recursos hídricos, en línea con los principios de sostenibilidad, especialmente considerando la posibilidad de recirculación de corrientes y el uso de sistemas en circuito cerrado.

Para su cálculo se ha considerado el agua fresca introducida por la corriente 01 como reactivo, el agua añadida en el absorbedor (corriente 13), el contenido de agua en la disolución de MEA (corriente 15), y se ha estimado una pérdida del 7 % por evaporación del caudal de agua de refrigeración en los intercambiadores 100-E-103, 100-E-104, 100-E-107, 100-E-108, 100-E-109 y 100-E-110.

Emisiones de gases de efecto invernadero (GEI)

Las emisiones de gases de efecto invernadero se expresan como los kilogramos de dióxido de carbono equivalente emitidos por cada kilogramo de producto útil generado ($\text{kg CO}_2 \text{ eq} / \text{kg producto}$).

Para este indicador se han considerado tres fuentes principales de emisión: la combustión de gas natural empleada en la generación de energía térmica, las emisiones indirectas asociadas al consumo eléctrico de los equipos, y el CO_2 contenido en la corriente 46 de salida del sistema PSA que no se captura.

El cálculo detallado de las emisiones procedentes de la combustión del gas natural se encuentra desarrollado en el apartado 10.1, donde se ha estimado la cantidad de combustible consumido y se ha aplicado el correspondiente factor de emisión. Las emisiones por consumo eléctrico se han calculado considerando un factor medio de $0,223 \text{ kg CO}_2 \text{ eq por kWh eléctrico consumido}$ [40].

El valor final obtenido para este indicador es de $0,54 \text{ kg CO}_2 \text{ equivalente por kg de producto útil}$, lo que representa un impacto ambiental moderado y mejorable, especialmente si se implementan estrategias de captura adicional o sustitución de fuentes térmicas por otras más sostenibles.

10. Presupuesto y análisis económico

10.1. Análisis económico de la energía térmica

Para cubrir la demanda térmica de la planta, que asciende a 66.540 MJ/h, se han evaluado tres alternativas de suministro de energía térmica: gas natural, metanol (materia prima) e hidrógeno (producto). Cada opción se ha analizado desde el punto de vista de su viabilidad técnica, impacto ambiental (emisiones de CO₂) y coste económico asociado al consumo de combustible.

Consumo de combustible necesario

Considerando un rendimiento de caldera del 85 %, el consumo másico de cada combustible necesario para cubrir la demanda térmica se ha calculado como:

$$Q = \eta \cdot \dot{m} \cdot PCI$$

Ecuación 18: Fórmula consumo combustible caldera

(Q: calor necesario ; η : rendimiento térmico; \dot{m} : flujo másico ; PCI: poder calorífico inferior)

Tabla 12: PCI y consumo de combustibles [41]

Combustible	PCI (MJ/kg)	Consumo (kg/h)
Gas natural	53,6	1460
Metanol	23	3404
Hidrógeno	118,8	659

Coste estimado de combustible

Para un funcionamiento de 8.000 h/año, el coste anual estimado de cada opción se ha calculado utilizando precios de mercado medios, teniendo el precio en €/KWh, el PCI y el consumo de combustible:

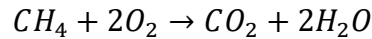
Tabla 13: Precios estimados y coste anual combustibles [42], [43]

Combustible	Precio estimado (€/KWh)	Precio estimado (€/kg)	Coste anual (M€/año)
Gas natural	0,045	0,67	7,8
Metanol	0,113	0,72	19,6
Hidrógeno	0,148	4,88	25,7

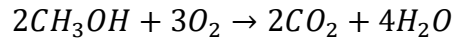
Los precios del metanol e hidrógeno pueden variar significativamente según la fuente y si se producen internamente o se compran. En este análisis se han considerado precios de referencia de mercado para una comparación sencilla.

Emisiones estimadas

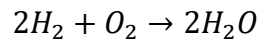
Para el cálculo de las emisiones estimadas en esta planta, se han calculado estequiométricamente los kg CO₂ que se emite por kg de combustible en la combustión, después teniendo el consumo de combustible anual se hayan las emisiones anuales estimadas de esta planta:



Ecuación 19: Reacción de combustión del metano



Ecuación 20: Reacción de combustión del metanol



Ecuación 21: Reacción de combustión del hidrógeno

Tabla 14: Emisiones de CO₂ por combustible anuales

Combustible	Emisión específica (kg CO ₂ /kg)	Emisiones anuales (t CO ₂ /año)
Gas natural	2,75	32.130
Metanol	1,37	37.303
Hidrógeno	0	0

Conclusión

Técnicamente, tanto el gas natural como el metanol son opciones viables, con tecnologías maduras para combustión industrial. El hidrógeno, aunque limpio en su uso, no es aún viable como fuente térmica principal en una planta convencional debido a su alto coste y a la falta de tecnología consolidada para su uso a gran escala.

Económicamente, el gas natural es la opción más competitiva (7,8 M€/año), muy por debajo del metanol (19,6 M€/año) y del hidrógeno (25,7 M€/año).

Ambientalmente, el hidrógeno no genera emisiones, pero su coste lo penaliza. El metanol, aunque genera CO₂ al quemarse, puede considerarse neutro en carbono si su producción parte de CO₂ capturado, como en este caso. El gas natural, por el contrario, sí contribuye directamente al balance neto de emisiones.

En conjunto, el gas natural se mantiene como la opción más viable a corto plazo, gracias a su equilibrio entre coste, disponibilidad y fiabilidad técnica. No obstante, considerando que el metanol importado en la planta procede de un proceso que implica la captura previa de CO₂, su uso como combustible podría considerarse neutro en carbono desde el punto de vista del balance global de emisiones, ya que las 46.948 toneladas/año de metanol necesarias en la planta, llevan asociadas 64.475 toneladas/año de CO₂ capturado.

10.2. Análisis económico de la planta

Coste total de inversión

Para llevar a cabo el análisis económico de la planta, se ha determinado el coste total de inversión (TIC) a partir de los costes de los equipos, multiplicados por un factor de Lang de 5. Este factor permite incorporar al coste directo de los equipos los gastos indirectos relacionados con ingeniería, instalación, puesta en marcha, permisos y otros costes generales asociados. Además, se ha considerado un capital circulante equivalente al 5 % del TIC. Los valores calculados son los siguientes:

Tabla 15: Costes de inversión

Parámetro	Costes (MM€)
Costes equipos	6,3
TIC	31,5
Capital circulante	1,6

El coste de los equipos se ha calculado con datos de 2017, actualizados mediante el índice CEPCI de ese año (567) a su valor estimado en 2025 (800).

Costes operativos (OPEX)

El OPEX de la planta se compone de los costes variables y fijos. Los costes variables incluyen materias primas, servicios auxiliares (electricidad, vapor, nitrógeno, agua de refrigeración), catalizadores, productos químicos y transporte. Los costes fijos abarcan el personal operativo y los costes generales, estos últimos estimados como un 10 % de los costes variables.

A continuación, se muestran los principales conceptos:

Tabla 16: Costes operativos

Materias primas	Costes (MM€/año)
Metanol verde	33,91
Agua	0,10
MEA (37%)	37
Servicios auxiliares	
Electricidad	5,86
Gas natural	7,83
Nitrógeno	0,18
Agua de refrigeración	2,33
Catalizador	0,02
Transporte y manipulación	3,62
Personal	0,65
Generales	0,56

Ingresos (Revenue)

Los beneficios de la planta provienen de la venta de dos productos principales: CO₂ e hidrógeno verde. En cuanto al CO₂, este se captura y genera ingresos mediante la venta de créditos de carbono en el EU ETS, con un precio actual que ronda los 90 €/tonelada. Este precio refleja la alta demanda de permisos debido a las políticas climáticas implementadas por la Unión Europea. En cuanto al hidrógeno verde, el precio en Alemania en 2025 varía entre 6 y 12 €/kg, dependiendo de la eficiencia de la planta y la dinámica del mercado. El precio mayorista se sitúa entre 6 y 8 €/kg, mientras que para los consumidores finales puede alcanzar entre 9 y 12 €/kg. Debido a los altos costos de producción, el precio del hidrógeno verde sigue siendo significativamente más alto que el del hidrógeno gris, cuyo precio generalmente se encuentra por debajo de los 2 €/kg. Para este análisis, se ha fijado un precio de 12 €/kg para el hidrógeno verde, un valor elevado que permite alcanzar un VAN = 0, lo que a su vez proporciona una TIR del 2%.

Tabla 17: Beneficios/Revenue

Productos	Ingresos (MM€/año)
Hidrogeno	98,75
CO ₂	5,80

Flujos de caja, VAN y TIR

Se ha desarrollado un análisis de flujos de caja a 10 años con un horizonte de amortización de la inversión en el mismo periodo. Como se mencionó, el análisis parte de un punto de equilibrio con VAN = 0.



Figura 14: Gráfica de flujos de caja en 10 años

Análisis de sensibilidad

Se ha realizado un análisis de sensibilidad del VAN y la TIR, variando el CAPEX, el OPEX y los ingresos de la planta. Para ello se han variado estos tres escenarios $\pm 20\%$.

El VAN:

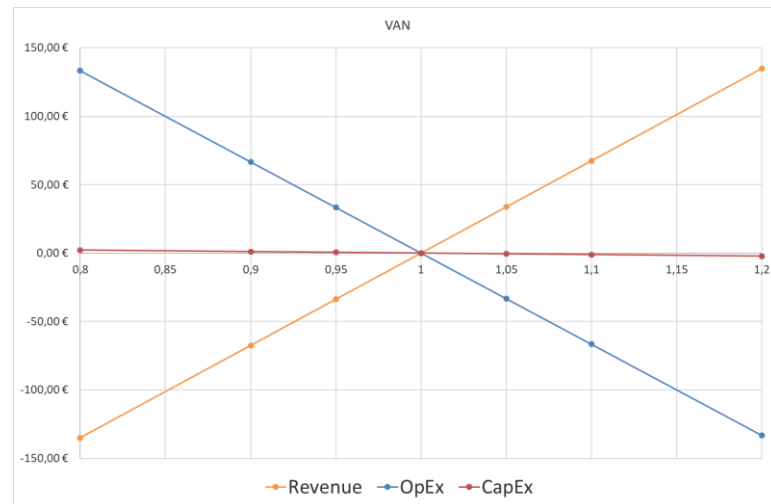


Figura 15: Análisis de sensibilidad del VAN

El VAN tiene una baja sensibilidad al CAPEX, lo que indica que los cambios en la inversión inicial no afectan drásticamente la viabilidad económica, siempre que los ingresos y el OPEX se mantengan controlados. En cuanto al OPEX, el VAN muestra una fuerte relación negativa; es decir, un aumento en los costos operativos reduce significativamente el VAN. Por el contrario, el VAN aumenta considerablemente con los ingresos, especialmente con la venta de hidrógeno verde o CO₂, lo que demuestra que los ingresos son el principal motor de rentabilidad del proyecto.

La TIR:

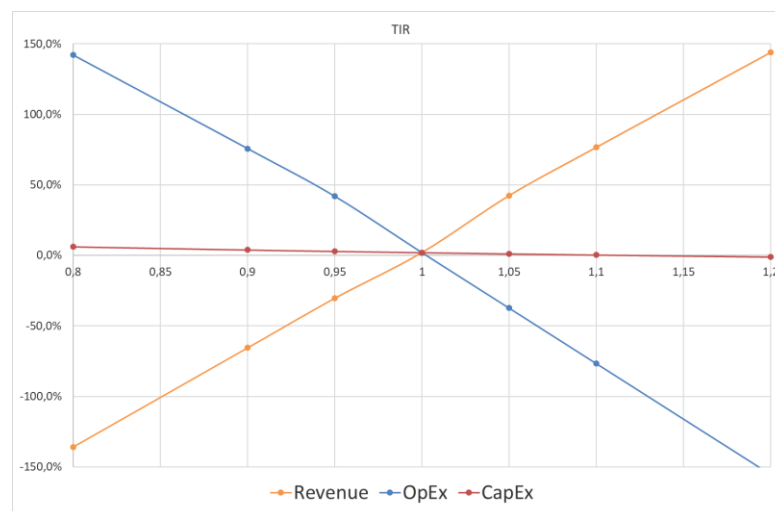


Figura 16: Análisis de sensibilidad de la TIR

La TIR también presenta una baja sensibilidad al CAPEX. Sin embargo, es altamente sensible al OPEX, ya que los incrementos en los costos operativos disminuyen notablemente la tasa interna de retorno. Por otro lado, la TIR aumenta significativamente con los ingresos, especialmente si los precios del hidrógeno o los volúmenes de CO₂ capturados aumentan, lo que mejora la rentabilidad del proyecto.

Conclusión económica y perspectivas

El modelo económico construido, sin optimizaciones técnicas ni económicas adicionales, indica que el proyecto alcanza el umbral de rentabilidad con precios altos del hidrógeno. Sin embargo, el escenario es potencialmente mejorable.

Por un lado, existen ayudas y subvenciones disponibles a nivel europeo y en Alemania (por ejemplo, *Klimaschutzverträge*, H2Global, IPCEI) que podrían mejorar la rentabilidad económica sin necesidad de aumentar los precios del producto final.

Por otro lado, sería posible optimizar el CAPEX y el OPEX mediante la reducción de servicios auxiliares, una mejor integración térmica o la adquisición de equipos más eficientes. Además, un aspecto crítico es el coste del metanol verde, que representa una parte significativa de los costes operativos. La reducción progresiva de su precio, impulsada por el desarrollo de tecnologías sostenibles y economías de escala, será clave para mejorar la competitividad del proceso.

En conjunto, el análisis muestra que la viabilidad económica del proyecto depende principalmente de la evolución futura del mercado del hidrógeno verde, del coste de materias primas como el metanol, de las políticas de apoyo a la descarbonización y de la capacidad de mejora técnica y operativa de la planta. La eficiencia energética y la mejora de procesos pueden ser factores decisivos para reducir los costes operativos y, en consecuencia, incrementar la rentabilidad del proyecto.

11. Conclusiones e implicaciones del proyecto

El presente proyecto ha abordado el diseño de una planta de producción de 8.000 toneladas anuales de hidrógeno con una pureza del 99,99 % mol mediante reformado con vapor de metanol. La planta opera 8.000 horas al año y consume aproximadamente 46.948 toneladas anuales de metanol, 29.217 toneladas de agua y 56.360 toneladas de una disolución acuosa de monoetanolamina (MEA al 37 % m/m). Como coproducto valioso, se obtienen 64.400 toneladas anuales de CO₂ capturado, que puede ser valorizado o almacenado.

Desde el punto de vista ambiental, la planta presenta una intensidad de materiales de 1,83 kg de materia prima por cada kg de producto útil, un E-Factor de 0,83 y un consumo de agua de 0,016 m³/kg de producto. Las emisiones específicas ascienden a 0,54 kg de CO₂ equivalente por cada kg de hidrógeno, lo que refleja un impacto moderado que podría reducirse implementando mejoras adicionales en captura de carbono o en la fuente energética.

En cuanto al rendimiento energético, la intensidad energética es de 8,79 MJ/kg de hidrógeno producido, lo que representa un valor competitivo frente a otros procesos químicos industriales complejos. La eficiencia del proceso está condicionada por la elevada demanda térmica (66.540 MJ/h), suministrada principalmente mediante la combustión de gas natural, lo que supone unas emisiones anuales de 32.130 toneladas de CO₂.

Económicamente, la inversión total del proyecto asciende a 31,5 millones de euros (más 1,6 millones en capital circulante), con unos costes operativos anuales de aproximadamente 92 millones de euros, de los cuales más del 70 % corresponden a materias primas como metanol y MEA.

Los ingresos potenciales provienen de la venta de hidrógeno (entre 6 y 12 €/kg en Alemania) y del CO₂ capturado, valorizado a 90 €/tonelada en el mercado europeo de derechos de emisión.

En conjunto, el proyecto demuestra viabilidad técnica y ofrece potencial económico a futuro, especialmente bajo escenarios con precios altos del hidrógeno y políticas de apoyo a la descarbonización. No obstante, la rentabilidad depende en gran medida del coste de los reactivos y servicios y de la mejora de la eficiencia del sistema, aspectos clave a considerar en futuras optimizaciones.

Retos y trabajo por desarrollar

Aunque el proyecto plantea una propuesta técnicamente viable para producir hidrógeno a partir de metanol, hay que entenderlo más como una idea de futuro a medio-largo plazo que como una solución inmediata. Todavía existen varios retos técnicos y económicos que habría que superar para que se pudiera aplicar en la industria actual.

Entre los aspectos concretos que requieren desarrollo futuro destacan:

- Eficiencia energética del proceso: La planta presenta un consumo térmico elevado para alcanzar las temperaturas necesarias en el reformado y la purificación. Será necesario optimizar la recuperación de calor, integrar fuentes renovables térmicas y mejorar la eficiencia global del sistema.
- Viabilidad económica: Los resultados muestran que la rentabilidad del proyecto depende fuertemente del precio de venta del hidrógeno y del coste de materias primas como el metanol verde o la disolución de MEA. A medida que las tecnologías energéticas renovables se desarrollen y se abaraten, será más factible integrar fuentes de energía limpia que reduzcan los costes operativos y las emisiones asociadas
- Escalabilidad industrial: Aunque el diseño es para una planta de tamaño medio, llevarlo a escala industrial requerirá comprobar que funciona bien en condiciones reales, especialmente en lo relacionado con el control del calor y la estabilidad del funcionamiento a largo plazo.
- Captura de CO₂: El sistema de absorción con MEA propuesto se basa en una tecnología madura y ampliamente utilizada en la industria. Sin embargo, su integración en el balance energético de la planta puede optimizarse, especialmente considerando el consumo térmico necesario para la regeneración del solvente.
- Condiciones de operación reales: El modelo se ha desarrollado en estado estacionario. Para acercarse más a la operación industrial, sería necesario analizar el comportamiento dinámico de la planta ante paradas, arranques o variaciones de carga, así como validar experimentalmente los datos cinéticos bajo condiciones reales.

En conjunto, este proyecto debe entenderse como una base sólida sobre la que avanzar con futuras investigaciones y desarrollos tecnológicos, con el objetivo de convertir una propuesta alineada con la transición energética en una alternativa realmente rentable, eficiente y sostenible.

Repercusiones del proyecto

El sistema propuesto tiene claras repercusiones que alinean el proyecto con objetivos estratégicos tanto nacionales como internacionales:

- Ambientales: Contribuye a la descarbonización industrial, en línea con el Pacto Verde Europeo y los compromisos climáticos del Acuerdo de París.[44]
- Económicas: Facilita el desarrollo de cadenas de suministro energéticas más resilientes, reduciendo la dependencia de combustibles fósiles importados.
- Sociales: Promueve el empleo en sectores estratégicos y puede integrarse en planes de reindustrialización sostenible.
- Políticas: Alineado con la Agenda 2030 de la ONU, especialmente los ODS [45]:

ODS 7: Energía asequible y no contaminante.

ODS 9: Industria, innovación e infraestructura.

ODS 13: Acción por el clima.

- Seguridad: el proyecto implica riesgos inherentes al uso de gases inflamables (hidrógeno), altas temperaturas y sustancias químicas como MEA, lo que exige un diseño con medidas de protección activas y pasivas: control de fugas, ventilación forzada, sistemas de parada segura y clasificación ATEX.

12. Bibliografía

- [1] Our World in Data, «Energy consumption by source and country», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://ourworldindata.org/grapher/energy-consumption-by-source-and-country?stackMode=absolute>
- [2] Energy Institute, «About the Statistical Review», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://www.energyinst.org/statistical-review/about>
- [3] Energy Institute, «Statistical Review of World Energy», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://www.energyinst.org/statistical-review>
- [4] International Energy Agency, «World Energy Investment 2024», 2024.
- [5] D. S. Ayabaca Landi, E. R. Arequipa Quishpe, J. E. Espinoza González, y J. J. Naranjo Cruz, «Almacenamiento de energía en sistemas renovables: Baterías versus alternativas emergentes», *Revista Social Fronteriza*, vol. 4, n.º 5, p. e45467, oct. 2024, doi: 10.59814/resofro.2024.4(5)467.
- [6] A. Blakers, M. Stocks, B. Lu, y C. Cheng, «A review of pumped hydro energy storage», *Progress in Energy*, vol. 3, n.º 2, p. 022003, abr. 2021, doi: 10.1088/2516-1083/abeb5b.
- [7] K. Mazloomi y C. Gomes, «Hydrogen as an energy carrier: Prospects and challenges», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 16, n.º 5, pp. 3024-3033, jun. 2012, doi: 10.1016/j.rser.2012.02.028.
- [8] I. Dincer y M. I. Aydin, «New paradigms in sustainable energy systems with hydrogen», *Energy Convers Manag*, vol. 283, p. 116950, may 2023, doi: 10.1016/j.enconman.2023.116950.
- [9] A. J. M. de Araújo, M. R. Cesario, D. A. Macedo, y F. J. A. Loureiro, «Introduction to hydrogen as an energy vector», en *Hydrogen Technology*, Elsevier, 2024, pp. 1-33. doi: 10.1016/B978-0-443-13547-7.00001-X.
- [10] International Energy Agency, «Hydrogen – Low-Emissions Fuels», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://www.iea.org/energy-system/low-emissions-fuels/hydrogen>
- [11] C. W. Ong, J.-X. Lin, M.-L. Tsai, K. S. Thoe, y C.-L. Chen, «Techno-economic and carbon emission analyses of a methanol-based international renewable energy supply chain», *Int J Hydrogen Energy*, vol. 49, pp. 1572-1585, ene. 2024, doi: 10.1016/j.ijhydene.2023.10.191.

- [12] E. Spatolisano et al., «Assessing opportunities and weaknesses of green hydrogen transport via LOHC through a detailed techno-economic analysis», *Int J Hydrogen Energy*, vol. 52, pp. 703-717, ene. 2024, doi: 10.1016/j.ijhydene.2023.08.040.
- [13] F. Zhou, J. Yu, C. Wu, J. Fu, J. Liu, y X. Duan, «The application prospect and challenge of the alternative methanol fuel in the internal combustion engine», *Science of The Total Environment*, vol. 913, p. 169708, feb. 2024, doi: 10.1016/j.scitotenv.2023.169708.
- [14] A. C. Dimian, C. S. Bildea, y A. A. Kiss, «Methanol», en *Applications in Design and Simulation of Sustainable Chemical Processes*, Elsevier, 2019, pp. 101-145. doi: 10.1016/B978-0-444-63876-2.00003-6.
- [15] C. Beurey et al., «Review and Survey of Methods for Analysis of Impurities in Hydrogen for Fuel Cell Vehicles According to ISO 14687:2019», *Front Energy Res*, vol. 8, feb. 2021, doi: 10.3389/fenrg.2020.615149.
- [16] A. Murugan et al., «Measurement challenges for hydrogen vehicles», *Int J Hydrogen Energy*, vol. 44, n.º 35, pp. 19326-19333, jul. 2019, doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.03.190.
- [17] «Purity Analysis of Fuel-Cell Hydrogen Spark • HALO 3 • HALO OK • Prismatic 2 Hydrogen-Powered Fuel Cell Electric Vehicles Platinum Catalyst Proton Exchange Membrane Tab. 1 Allowable limits for some critical contaminants in H₂ fuel». [En línea]. Disponible en: www.tigeroptics.com
- [18] A. M. Bonal, «Economía del hidrógeno en Alemania», 2025, *ICEX España Exportación e Inversiones, E.P.E., Berlín*. [En línea]. Disponible en: <http://alemania.oficinascomerciales.es>
- [19] J. L. de Benito, «MetGreenPort, una de las mayores plantas de producción de metanol verde», marzo de 2024. [En línea]. Disponible en: <https://esenergia.es/planta-de-metanol-verde/>
- [20] Técnicas Reunidas, «Técnicas Reunidas realizará la ingeniería para una de las mayores plantas de metanol verde de Europa en La Robla», marzo de 2024. [En línea]. Disponible en: <https://www.tecnicasreunidas.es/es/tecnicas-reunidas-realizara-la-ingenieria-para-una-de-las-mayores-plantas-de-metanol-verde-de-europa-en-la-robla/>
- [21] Cepsa y C2X, «Cepsa y C2X desarrollarán la mayor planta de metanol verde», marzo de 2024. [En línea]. Disponible en:

<https://www.moeveglobo.com/es/prensa/cepsa-y-c2x-desarrollaran-la-mayor-planta-de-metanol-verde>

- [22] Hamburger Energienetze GmbH, «HH-WIN: Hamburger Wasserstoff-Industrie-Netz», 2024. [En línea]. Disponible en: <https://www.hamburger-energienetze.de/energie-der-zukunft/wasserstoff-fuer-hamburg/hh-wasserstoff-industrie-netz>
- [23] Hamburg Business, «Green Hydrogen», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://hamburg-business.com/en/future-hamburg/green-hydrogen>
- [24] Google Maps, «Puerto de Hamburgo», 2025. [En línea]. Disponible en: https://www.google.es/maps/place/Puerto+de+Hamburgo/@53.506527,9.961243,1680m/data=!3m1!1e3!4m6!3m5!1s0x47b184876a599be7:0x928d4aacd4e8f95e!8m2!3d53.5070965!4d9.9679233!16zL20vMDZyNTho?entry=ttu&g_ep=EgoyMDI1MDQwOS4wKXMDSoJLDEwMjExNDUzSAFQAww%3D%3D
- [25] Weather Spark, «Clima promedio en Hamburgo, Alemania durante todo el año», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://es.weatherspark.com/y/68301/Clima-promedio-en-Hamburgo-Alemania-durante-todo-el-a%C3%B1o>
- [26] Climate-Data.org, «Clima promedio en Hamburgo, Alemania durante todo el año», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://es.climate-data.org/europe/alemania/hamburg/hamburg-69/>
- [27] GFZ Helmholtz Centre for Geosciences, «Organisation», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://www.gfz.de/en/about-us/organisation>
- [28] European-Mediterranean Seismological Centre, «EMSC - European-Mediterranean Seismological Centre», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://www.emsc-csem.org/>
- [29] VolcanoDiscovery, «Sismos en o cerca de Hamburgo, Alemania: desde 2017», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://web.volcanodiscovery.com/es/sismos/alemania/hamburgo.html>
- [30] A. T. Wijayanta, T. Oda, C. W. Purnomo, T. Kashiwagi, y M. Aziz, «Liquid hydrogen, methylcyclohexane, and ammonia as potential hydrogen storage: Comparison review», *Int J Hydrogen Energy*, vol. 44, n.º 29, pp. 15026-15044, jun. 2019, doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.04.112.

- [31] Y. Kojima, «Safety of ammonia as a hydrogen energy carrier», *Int J Hydrogen Energy*, vol. 50, pp. 732-739, ene. 2024, doi: 10.1016/j.ijhydene.2023.06.213.
- [32] K. Matsuoka, K. Miyoshi, y Y. Sato, «Electrochemical reduction of toluene to methylcyclohexane for use as an energy carrier», *J Power Sources*, vol. 343, pp. 156-160, mar. 2017, doi: 10.1016/j.jpowsour.2017.01.044.
- [33] L. E. Pacheco Sandoval, C. A. Díaz González, L. E. Jaimes Reatiga, L. J. Carrillo, y B. A. Díaz Joven, «Influence of operating conditions in the hydrogen production by steam reforming of methanol: numerical approach», *Revista Colombiana de Computación*, vol. 18, n.º 2, pp. 22-32, dic. 2017, doi: 10.29375/25392115.3215.
- [34] B. A. Peppley, J. C. Amphlett, L. M. Kearns, y R. F. Mann, «Methanol-steam reforming on Cu/ZnO/Al₂O₃ catalysts. Part 1: The reaction network», *Appl Catal A Gen*, vol. 179, n.º 1-2, pp. 21-29, 1999, doi: 10.1016/S0926-860X(98)00361-6.
- [35] S. Moioli, L. A. Pellegrini, S. Gamba, y B. Li, «Improved rate-based modeling of carbon dioxide absorption with aqueous monoethanolamine solution», *Front Chem Sci Eng*, vol. 8, n.º 1, pp. 123-131, mar. 2014, doi: 10.1007/s11705-014-1415-0.
- [36] J.-X. Lin, W.-J. Wang, B.-Y. Yu, C. W. Ong, y C.-L. Chen, «Intensification of the CO₂-capturing methanol steam reforming process: A comprehensive analysis of energy, economic and environmental impacts», *Sep Purif Technol*, vol. 347, p. 127612, nov. 2024, doi: 10.1016/j.seppur.2024.127612.
- [37] M. Toghræi, *Piping and Instrumentation Diagram Development*. Wiley, 2019. doi: 10.1002/9781119329503.
- [38] «Directiva 2014/34/UE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 26 de febrero de 2014, sobre la armonización de las legislaciones de los Estados miembros relativas a los equipos y sistemas de protección destinados a ser utilizados en atmósferas potencialmente explosivas (refundición)», 2014.
- [39] S. R. Nicholson, N. A. Rorrer, T. Uekert, G. Avery, A. C. Carpenter, y G. T. Beckham, «Manufacturing Energy and Greenhouse Gas Emissions Associated with United States Consumption of Organic Petrochemicals», *ACS Sustain Chem Eng*, vol. 11, n.º 6, pp. 2198-2208, feb. 2023, doi: 10.1021/acssuschemeng.2c05417.

- [40] Agencia de Protección Ambiental de EE. UU. (EPA), «Calculadora de equivalencias de gases de efecto invernadero», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://espanol.epa.gov/la-energia-y-el-medioambiente/calculador-de-equivalencias-de-gases-de-efecto-invernadero>
- [41] K. Mazloomi y C. Gomes, «Hydrogen as an energy carrier: Prospects and challenges», *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 16, n.º 5, pp. 3024-3033, jun. 2012, doi: 10.1016/j.rser.2012.02.028.
- [42] Methanex Corporation, «Methanol Pricing», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://www.methanex.com/about-methanol/pricing/>
- [43] Eurostat, «Natural gas price statistics», 2025. [En línea]. Disponible en: https://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php?title=Natural_gas_price_statistics
- [44] Comisión Europea, «El Pacto Verde Europeo», 2025. [En línea]. Disponible en: https://commission.europa.eu/strategy-and-policy/priorities-2019-2024/european-green-deal_es
- [45] Naciones Unidas, «La Agenda para el Desarrollo Sostenible», 2025. [En línea]. Disponible en: <https://www.un.org/sustainabledevelopment/es/development-agenda/>