



Centro Universitario de la Defensa en la Escuela Naval Militar

TRABAJO FIN DE GRADO

*Simulación de una planta de obtención de metanol verde para su
uso en buques de la Armada*

Grado en Ingeniería Mecánica

ALUMNO: Félix Castejón Clar

DIRECTORES: Víctor Alfonsín Pérez

CURSO ACADÉMICO: 2025-2026

Universida_{de}Vigo



Centro Universitario de la Defensa en la Escuela Naval Militar

TRABAJO FIN DE GRADO

*Simulación de una planta de obtención de metanol verde para su
uso en buques de la Armada*

Grado en Ingeniería Mecánica
Intensificación en Tecnología Naval
Cuerpo General

UniversidadeVigo

RESUMEN

El presente Trabajo Fin de Grado aborda la simulación de una planta de producción de metanol verde a partir de hidrógeno obtenido mediante electrólisis del agua y dióxido de carbono capturado, empleando el software de simulación de procesos DWSIM. El modelo desarrollado integra las principales etapas del proceso, incluyendo la generación de hidrógeno, el acondicionamiento y compresión de las corrientes de proceso, la síntesis de metanol en reactor y las operaciones de separación y purificación mediante destilación, permitiendo evaluar el comportamiento global del sistema mediante balances de materia y energía.

Asimismo, se analizan los requerimientos energéticos del proceso, destacando el elevado consumo asociado a la electrólisis, y se estudia la influencia de distintos parámetros operativos sobre la conversión y la producción de metanol. Como aplicación práctica, se evalúa la viabilidad del uso del metanol verde como combustible alternativo en buques de la Armada Española, concretamente en una fragata tipo F-100, considerando aspectos como el consumo energético, la autonomía y las necesidades de almacenamiento. Finalmente, se realiza una evaluación técnica y económica preliminar del proceso, destacando el potencial del metanol verde como vector energético en la descarbonización del sector marítimo.

PALABRAS CLAVE

Metanol verde, Electrólisis, CO₂, Simulación de procesos, Descarbonización marítima

AGRADECIMIENTOS

Quiero expresar mi más sincero agradecimiento a mi director de Trabajo Fin de Grado por su orientación, dedicación y constante apoyo a lo largo de todo el desarrollo de este proyecto. Sus consejos y experiencia han sido fundamentales para dar forma a este trabajo y superar las dificultades encontradas durante el proceso. Asimismo, agradezco profundamente a mi familia por su apoyo incondicional, paciencia y confianza en todo momento, siendo un pilar esencial para poder alcanzar este objetivo académico y personal.

CONTENIDO

Contenido	1
Índice de Figuras	3
Índice de Tablas.....	5
1 Introducción y Objetivos	6
1.1 Introducción	6
1.2 Motivación	6
1.3 Objetivos	7
2 Estado del Arte	8
2.1 El metanol en el sector energético y la industria	8
2.2 Producción de Hidrógeno verde mediante electrólisis.....	10
2.2.1 El proceso de electrólisis del agua.....	10
2.2.2 Tipos de electrólisis	11
2.3 Captura de dióxido de carbono	13
2.3.1 Fuentes de obtención	14
2.3.2 Tecnologías de captura y separación de CO ₂	15
2.4 Descarbonización del transporte marítimo y marco normativo	16
2.5 Combustibles: Gasóleo Marino y metanol.....	17
2.5.1 Comparativa de las dimensiones del depósito	17
2.5.2 Energía mínima de ignición EMI	17
2.5.3 Inflamabilidad.....	18
2.5.4 Toxicidad	19
2.5.5 Temperaturas de almacenamiento	19
2.6 Criterios de diseño y parámetros de simulación extraídos de la literatura.....	20
3 Modelado del Proceso	22
3.1 Planteamiento general del modelo	22
3.1.1 Software DWSIM	22
3.2 Definición del Sistema de simulación.....	23
3.3 Desarrollo del modelo de proceso.....	25
3.3.1 Producción de hidrógeno mediante electrólisis	25
3.3.2 Acondicionamiento y compresión de corrientes.....	28
3.3.3 Mezcla de reactivos y precalentamiento de la corriente	33
3.3.4 Sección de reacción	34
3.3.5 Sección de separación.....	36

3.3.6 Purificación por destilación	38
3.3.7 Reciclado de gases	42
3.4 Criterios de cálculo y variables de análisis	43
3.5 Vista del modelo general.....	44
4 Simulación del Proceso y Caso Práctico	47
4.1 Introducción al caso de estudio	47
4.2 Especificaciones del caso práctico	47
4.3 Resultados de la simulación	48
4.3.1 Definición del escenario de cálculo	48
4.3.2 Resultados principales del proceso	49
4.3.3 Balance global de materia y energía	53
4.3.4 Aplicación al caso de la fragata F-100	54
4.3.5 Validación del modelo	55
4.4 Evaluación técnica y económica	57
4.4.1 Cálculo del coste específico del metanol.....	57
4.4.2 Análisis económico de la captura de CO ₂	58
4.4.3 Análisis económico de la sección de electrólisis	59
4.4.4 Potencial económico	61
5 Conclusiones y Líneas Futuras	64
5.1 Resultados de la simulación	64
5.2 Mejoras.....	65
5.3 Líneas futuras	66
6 Bibliografía.....	67
Anexo I: Implicaciones Sociales, Económicas, y Ambientales	70
Anexo II: Reflexiones Éticas y Sociales	71
Anexo III: Contenido del tercer anexo	72

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2-1 Principales métodos de producción del metanol [2].....	9
Figura 2-2-Demanda de los combustibles alternativos en el sector marítimo [4].....	10
Figura 2-3-Electrolizador PEM [7]	11
Figura 2-4-Electrolizador SOEC [7]	12
Figura 2-5-Electrolizador alcalino convencional [7].....	12
Figura 2-6- ppm de CO ₂ en la atmósfera [9]	13
Figura 2-7- Esquema conceptual de la captura de CO ₂ [14]	14
Figura 2-8-Reducción anual promedio de la intensidad de carbono en comparación con el promedio de 2020 [20]	16
Figura 2-9-Rango de inflamabilidad, fuente: elaboración propia	18
Figura 3-1- Diagrama de bloques del proceso.....	22
Figura 3-2-Símbolo del software DWSIM.....	23
Figura 3-3-Compuestos definidos en DWSIM.....	23
Figura 3-4- Momento dipolar de una molécula de agua y del dióxido de carbono [28]	24
Figura 3-5- Primer diagrama de elección del modelo termodinámico [29]	24
Figura 3-6-Segundo diagrama de elección del modelo termodinámico [24]	25
Figura 3-7- Electrólisis del agua en DWSIM.....	26
Figura 3-8- Parámetros del electrolizador WE-1	27
Figura 3-9- Módulo de aerogenerador en DWSIM	28
Figura 3-10-Módulo de placa solar en DWSIM.....	28
Figura 3-11- Separación del H ₂ tras la electrólisis	29
Figura 3-12- Disposición de cuatro compresores con enfriamiento intermedio	30
Figura 3-13- Disposición de tres compresores con enfriamiento intermedio	31
Figura 3-14- Disposición de dos compresores con enfriamiento intermedio.....	31
Figura 3-15- Disposición de dos compresores con enfriamiento intermedio.....	32
Figura 3-16-Sección de mezcla y acondicionamiento térmico anterior al reactor	34
Figura 3-17- Reactor de conversión en DWSIM.....	35
Figura 3-18- Parámetros del reactor de equilibrio.....	36
Figura 3-19- Esquema de separación de los productos tras la reacción	37
Figura 3-20-Sección de separación	37
Figura 3-21- Parámetros del separador de compuestos.....	38
Figura 3-22- Columna de destilación en DWSIM.....	40
Figura 3-23- Efecto del número de etapas en la producción y pureza del metanol destilado	41
Figura 3-24- Producción de metanol y su pureza en función del ratio de reflujo	41

Figura 3-25-Consumo energético de la columna en función del número de etapas y el ratio de reflujo	42
Figura 3-26- Reciclado de gases R-1 y R-2	42
Figura 3-27- Purga de gases 1 de la corriente Reciclado 2	43
Figura 4-1- Esquema de una hélice con CODOG	47
Figura 4-2- Módulo del electrolizador simulado.....	55
Figura 4-3-Coste (USD/tonelada) nivelado de captura de CO ₂ por sector y concentración [40].....	59

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1-CAPEX de los diversos electrolizadores [8].....	12
Tabla 2-Eficiencias de los diversos electrolizadores [8]	13
Tabla 3- Comparativa de las dimensiones del depósito equivalente al MGO[22]	17
Tabla 4-Niveles de exposición aguda para el Metanol, fuente: EPA	19
Tabla 5- Límite de exposición ocupacional para vapores y nieblas de diésel (MGO).....	19
Tabla 6-Propiedades de las corrientes en la electrólisis	26
Tabla 7-Condiciones de salida de la corriente H ₂ después de la etapa de acondicionamiento [25].	29
Tabla 8-Condiciones de entrada del CO ₂ al proceso de acondicionamiento [25]	29
Tabla 9-Resumen de opciones de compresión	32
Tabla 10- Opciones de compresión para CO ₂ y H ₂	33
Tabla 11-Propiedades de la corriente justo antes de entrar al reactor	34
Tabla 12-Parámetros de entrada a la columna de destilación.....	39
Tabla 13- Masa y volumen requerido para alimentar una fragata F-100 en las condiciones descritas	50
Tabla 14- Flujos de los compuestos de entrada.....	52
Tabla 18- Consumos energéticos principales en la simulación.....	53
Tabla 15- Propiedades de las corrientes a la salida de la columna de destilación.....	56
Tabla 16- Balance molar del CO ₂ en la planta	57
Tabla 17-Resumen de resultados para parámetros de conversión y pureza	57
Tabla 19- Precio de la materia prima empleada	62
Tabla 20- Potencial económico	62
Tabla 21- Potencial económico sin precio del CO ₂	62

1 INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

1.1 Introducción

El sector marítimo constituye un pilar estratégico fundamental para el comercio global y la seguridad nacional. En el ámbito militar, las marinas modernas requieren de una elevada disponibilidad energética para garantizar la operatividad de sus buques, tanto en misiones de soberanía como en despliegues internacionales. Históricamente, esta demanda ha sido satisfecha mediante combustibles de origen fósil, como el diésel naval o el fuelóleo, cuyo uso conlleva una elevada huella de carbono y una dependencia geoestratégica crítica de los mercados exteriores de hidrocarburos.

Bajo la transición energética actual, definida por compromisos internacionales de reducción de emisiones -como el Acuerdo de París- y por las estrategias de descarbonización europeas y nacionales, el sector naval afronta el reto de mitigar su impacto ambiental sin comprometer su operatividad. Los primeros hitos de reducción de GEI en el sector civil han sido estipulados por la OMI mientras que en las fuerzas armadas se están integrando progresivamente criterios de sostenibilidad en sus planes estratégicos. El objetivo es disminuir las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) y fortalecer la autonomía energética de la defensa.

En consecuencia, el metanol verde - producido a partir de hidrógeno renovable y dióxido de carbono capturado- surge como una alternativa prometedora de alto nivel. Su estado líquido a temperatura ambiente facilita una infraestructura de almacenamiento y transporte considerablemente menos compleja que la del hidrógeno. Asimismo, ofrece una reducción sustancial de las emisiones netas siempre que su producción derive de fuentes renovables. Su versatilidad permite, además, su implementación en motores adaptados o sistemas de combustión dual, lo que favorece una transición escalonada en las flotas vigentes.

El presente Trabajo Fin de Grado está motivado por la necesidad de investigar soluciones tecnológicas que impulsen la descarbonización parcial del sector naval militar. Para ello, se propone el análisis y la simulación de una planta de producción de metanol verde específicamente dimensionada para el suministro de las unidades de la Armada.

1.2 Motivación

La motivación del presente trabajo nace de la creciente necesidad de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero en sectores como el naval. El transporte marítimo afronta el reto de transicionar de combustibles fósiles a energías limpias más sostenibles sin comprometer la operatividad de los buques. Por ello, el metanol verde producido a partir de hidrógeno renovable y dióxido de carbono surge como una alternativa atractiva al permitir almacenar energía renovable en forma de combustible líquido y aprovechar infraestructuras existentes. Así pues, es de gran interés analizar mediante herramientas de

simulación el potencial de una planta de producción de metanol verde orientada al suministro energético de buques de la Armada.

1.3 Objetivos

El objetivo principal de este trabajo es simular una planta de producción de metanol verde a partir de hidrógeno y dióxido de carbono mediante el software de simulación de procesos DWSIM, evaluando su potencial aplicación como combustible en buques de la Armada Española.

Para alcanzar este objetivo general se plantean los siguientes objetivos concretos:

- Analizar el contexto energético y tecnológico asociado a la producción de metanol verde y su potencial uso como combustible alternativo en el transporte marítimo.
- Modelar mediante simulación el proceso de producción de metanol a partir de hidrógeno obtenido por electrólisis del agua y dióxido de carbono, incluyendo las etapas de reacción, separación y purificación.
- Seleccionar y justificar los modelos termodinámicos y parámetros operativos adecuados para la simulación del proceso.
- Evaluar el comportamiento del sistema mediante el análisis de corrientes de proceso, balances de materia y energía y condiciones de operación de los principales equipos.
- Estimar los requerimientos energéticos del proceso, prestando especial atención al consumo eléctrico asociado a la producción de hidrógeno mediante electrólisis.
- Analizar la posible aplicación del metanol producido como combustible en una fragata tipo F-100, estimando el consumo energético y la capacidad de producción necesaria para su abastecimiento.
- Realizar una evaluación económica preliminar del proceso de producción de metanol verde, considerando los principales costes asociados a la electrólisis, materias primas y consumo energético.

2 ESTADO DEL ARTE

2.1 El metanol en el sector energético y la industria

El metanol (CH_3OH), también denominado alcohol metílico o carbinol, constituye el alcohol alifático más sencillo y es un pilar primordial en la industria química y energética. Su estructura se define por un grupo metilo unido a un grupo funcional hidroxilo, lo que le confiere una elevada polaridad y una notable reactividad química. Con una masa molar de 32,04 g/mol, se presenta como un líquido incoloro en condiciones estándar, con un punto de ebullición de 64,7 °C y una densidad de aproximadamente 791 kg/m³ [1]. A temperatura y presión ambiente se mantiene en estado líquido y a la vez es miscible en agua lo que facilita significativamente su almacenamiento y transporte mediante la infraestructura actual, superando a otros combustibles alternativos en este aspecto.

Históricamente, la obtención del metanol data del siglo XVII mediante la destilación destructiva de la madera, proceso que le otorgó el nombre histórico de "alcohol de madera". La transición a la escala industrial moderna ocurrió en 1923, cuando la empresa alemana BASF implementó la síntesis catalítica a partir de gas de síntesis (CO y H_2) bajo condiciones extremas de presión y temperatura.

Un hito tecnológico posterior, ocurrido en la década de 1960, fue la introducción de catalizadores basados en $\text{Cu}/\text{ZnO}/\text{Al}_2\text{O}_3$. Estos materiales permitieron operar en condiciones mucho más moderadas, típicamente entre 50 y 100 bar y temperaturas de 200 a 300 °C, configurando el estándar de eficiencia que, con optimizaciones cinéticas y térmicas, sigue vigente en la producción masiva contemporánea.

La sostenibilidad del metanol no reside en la molécula en sí, que es químicamente idéntica en todos los casos, sino en la trazabilidad de sus materias primas. En el marco de la descarbonización, se distinguen tres categorías principales (Figura 2-1):

- **Metanol convencional (Gris/Marrón):** Producido a partir de combustibles fósiles, principalmente gas natural mediante reformado con vapor (Steam Methane Reforming, SMR) o gasificación de carbón. Representa actualmente cerca del 98% del consumo global, pero posee una alta huella de carbono.
- **Metanol azul:** Se obtiene mediante procesos fósiles, pero integra tecnologías de captura, uso y almacenamiento de carbono (CCUS), lo que permite mitigar gran parte de las emisiones generadas durante su síntesis.
- **Metanol verde:** Es aquel producido a partir de fuentes renovables y se divide en biometanol (derivado de biomasa, biogás o residuos) y e-metanol. Este último se genera mediante la hidrogenación de CO_2 capturado utilizando hidrógeno verde obtenido por electrólisis del agua con electricidad de origen renovable.

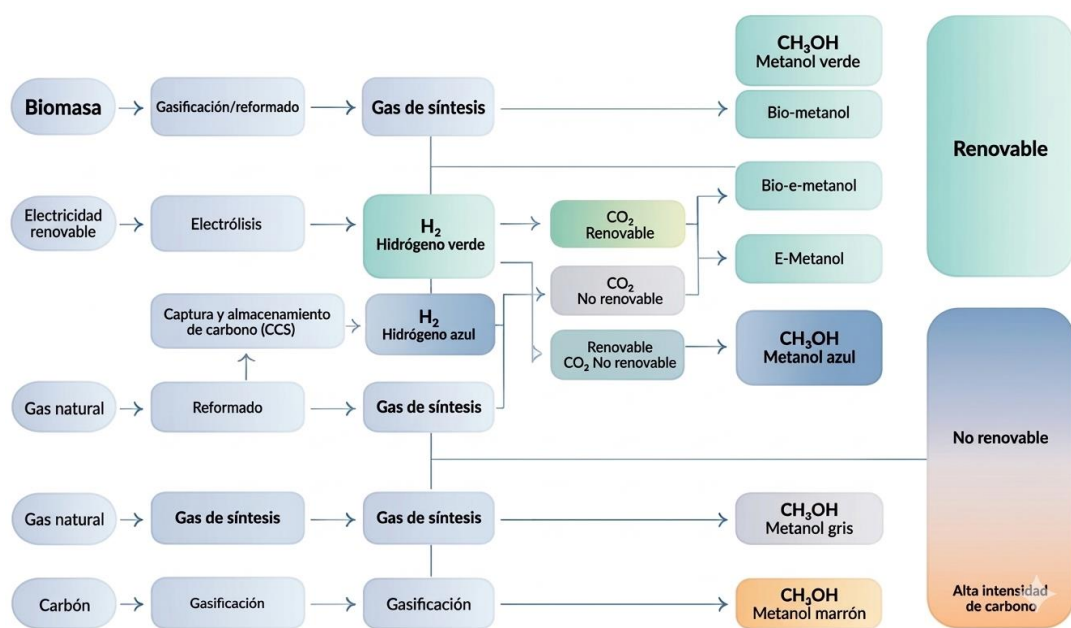


Figura 2-1 Principales métodos de producción del metanol [2]

En la actualidad, el metanol se ha consolidado como uno de los pilares fundamentales de la industria química global, con una producción que se estima entre 98 y 100 millones de toneladas anuales [3]. Su uso principal se ha centrado principalmente en la síntesis de productos esenciales como formaldehído (que representa aproximadamente el 25% de su demanda), ácido acético, olefinas y diversos polímeros. No obstante, durante las últimas dos décadas, el metanol ha ganado protagonismo como materia prima industrial para posicionarse como un vector energético estratégico, vital en la transición hacia una economía de bajas emisiones.

En este nuevo paradigma surge el metanol verde, dentro del cual destaca el e-metanol. Este combustible sintético se obtiene mediante la hidrogenación del dióxido de carbono utilizando hidrógeno verde, el cual se genera a través de la electrólisis del agua alimentada por electricidad de origen renovable. Esta ruta tecnológica permite la revalorización química del CO₂ capturado de efluentes industriales o directamente del aire, transformándolo en un combustible líquido que permite el almacenamiento eficiente de energía renovable y contribuye a cerrar el ciclo antrópico del carbono. Dado que el e-metanol es químicamente idéntico al metanol de origen fósil (CH₃OH), posee la ventaja crítica de ser compatible con la infraestructura logística y de transporte existente, sin requerir modificaciones estructurales costosas.

Investigaciones académicas recientes subrayan que el e-metanol tiene un potencial disruptivo en sectores con dificultades para la electrificación directa, con especial énfasis en el transporte marítimo [1]. Frente a otras alternativas, el e-metanol destaca por su facilidad de almacenamiento en condiciones ambientales (frente a la criogenia requerida por el hidrógeno líquido), su idoneidad para motores de combustión interna y su capacidad para reducir drásticamente las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), óxidos de azufre (SO_x) y partículas en suspensión.

A pesar de estos beneficios técnicos y ambientales, el despliegue masivo del e-metanol enfrenta retos económicos considerables, derivados principalmente del elevado coste actual de la captura de CO₂ y de la producción de hidrógeno verde. No obstante, organismos internacionales como IRENA proyectan que la reducción sostenida en los costes de la electricidad renovable y de los electrolizadores permitirá que el e-metanol sea económicamente competitivo en el horizonte 2030–2050 [2]. Este proceso de

maduración de mercado se verá acelerado por marcos regulatorios cada vez más estrictos orientados a la descarbonización de las flotas navales.

Por otra parte, un estudio elaborado por el fabricante de motores líder Everllence estudió la demanda de los combustibles alternativos marítimos, donde se observa (Figura 2-2) que para 2050 se prevé que el 35% del combustible marítimo sea amoniaco y el 26% sea metanol [4].

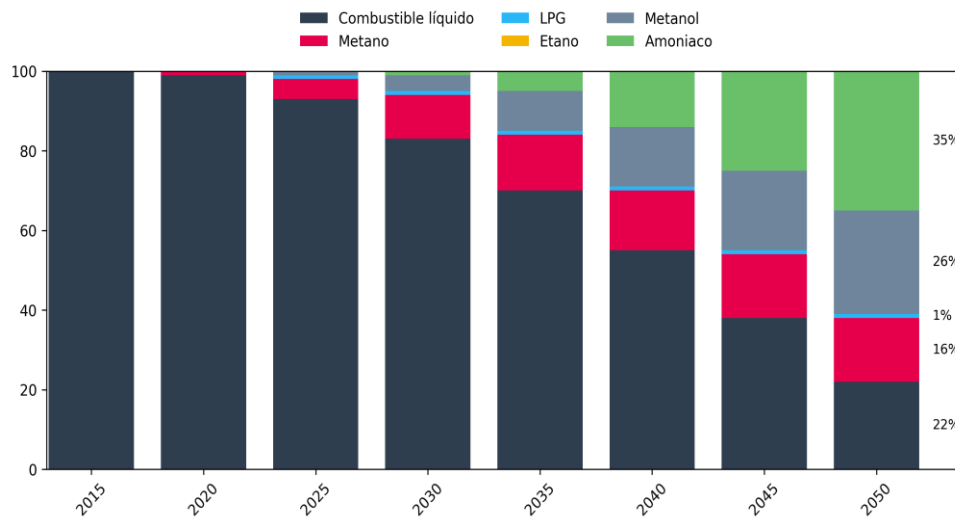


Figura 2-2-Demanda de los combustibles alternativos en el sector marítimo [4]

En conclusión, el metanol y especialmente el e-metanol se presentan como elementos clave para la neutralidad climática, actuando como nexo entre la generación renovable, la gestión del carbono y su aplicación final como combustible con cero emisiones. Dicha relevancia técnica motiva el interés en el diseño y la simulación de plantas de producción de metanol verde, como la desarrollada en este estudio, orientada específicamente a la modernización energética de los buques de la Armada.

En este contexto, el e-metanol destaca como una alternativa especialmente relevante para el transporte marítimo, al combinar viabilidad logística con potencial de reducción de emisiones, aunque condicionado por el coste actual de su producción.

2.2 Producción de Hidrógeno verde mediante electrólisis

En primer lugar, resulta necesario contextualizar el papel del hidrógeno verde dentro del sistema energético y, en particular, en la producción de e-metanol. Tal y como se ha introducido en el apartado anterior, el hidrógeno actúa como vector energético clave al permitir almacenar energía renovable y participar en la síntesis de combustibles neutros en carbono. En este sentido, la electrólisis del agua se presenta como la principal vía para su obtención sostenible, por lo que a continuación se describen sus fundamentos, funcionamiento y principales tecnologías asociadas.

2.2.1 El proceso de electrólisis del agua

En la actualidad, la obtención de hidrógeno verde (H_2 producido mediante electricidad renovable) a través de la electrólisis del agua es un proceso con una presencia de mercado limitada, representando apenas el 4% de la producción mundial de hidrógeno. Su expansión se ve frenada por un elevado coste energético en España, que en la práctica se sitúa en los 156,81 €/MWh [5].

Desde una perspectiva económica, el hidrógeno verde resulta considerablemente más caro que el obtenido a partir de combustibles fósiles. Mientras que el hidrógeno de origen renovable tiene un coste de entre 6 a 7 €/kg, las opciones fósiles son mucho más baratas. Sin embargo, se prevé que, gracias a la reducción en los precios de la energía eólica y solar, junto con la innovación y economías de escala en

los electrolizadores, el coste del hidrógeno verde disminuya progresivamente hasta alcanzar niveles de 0,8 a 1,7 €/kg para el año 2050 [5].

El principio técnico de un electrolizador consiste en utilizar energía eléctrica para separar las moléculas de agua, obteniendo hidrógeno y oxígeno por separado. Este mecanismo es el inverso al de una pila de combustible (*Fuel Cell, FC*), la cual combina estos componentes para liberar energía eléctrica y agua como único subproducto. Esta versatilidad permite que el hidrógeno actúe como un vector energético clave, facilitando incluso la creación de otros combustibles neutros en carbono, como el e-metanol.

Las reacciones de electrólisis para un electrolizador alcalino típico son las siguientes:



2.2.2 Tipos de electrólisis

Actualmente existen tres tipos diferentes de electrolizadores en función del tipo de electrolito y de las condiciones de operación empleadas en el proceso [6]:

- **Electrolizadores de Membrana Polimérica (Proton Exchange Membrane, PEM):** Como se observa en la Figura 2-3, esta tecnología comercial destaca por su diseño compacto y modular, lo que facilita su implementación en procesos industriales. Utiliza una membrana sólida para conducir protones, permitiendo obtener hidrógeno de alta pureza (> 99%) a una presión de salida superior (30 bar o más), lo que reduce los costes de compresión posteriores. Alcanzan eficiencias de entre el 75% y el 85%, aunque su coste de inversión sigue siendo elevado debido al uso de metales nobles como el platino.

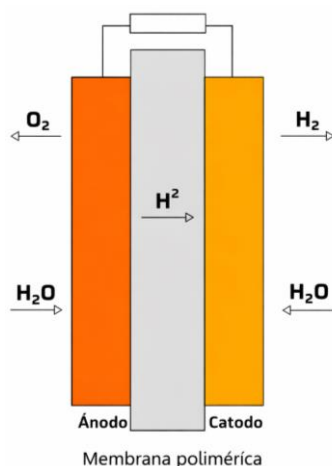


Figura 2-3-Electrolizador PEM [7]

- **Electrolizadores de Óxido Sólido (SOEC)** (Figura 2-4): Es una tecnología en fase de desarrollo y demostración que opera a temperaturas altas (superiores a los 700 °C) utilizando electrolitos cerámicos. Su gran ventaja es una eficiencia energética potencialmente mayor al integrarse con fuentes de calor externo, y el hecho de que no requiere metales nobles. Sin embargo, la estabilidad operativa bajo estas condiciones térmicas sigue siendo su principal desafío técnico.

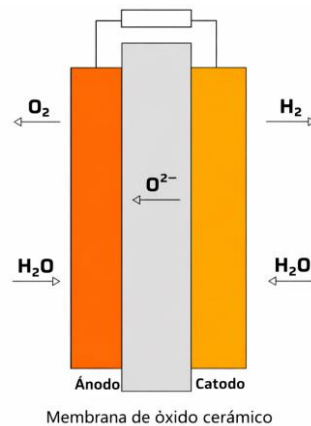


Figura 2-4-Electrolizador SOEC [7]

- **Electrólisis Alcalina Convencional:** Es la tecnología más madura, común y económica disponible hoy en día. Utiliza una solución de hidróxido de potasio y, al igual que los sistemas PEM, presenta eficiencias de entre el 75% y el 85%. Se fabrican en unidades modulares de 10 a 20 MW que pueden combinarse para alcanzar escalas de cientos de megavatios, con una disponibilidad operativa del 98%. Su mayor limitación frente a las nuevas tecnologías es una menor densidad de corriente y el desgaste por corrosión de sus electrodos.

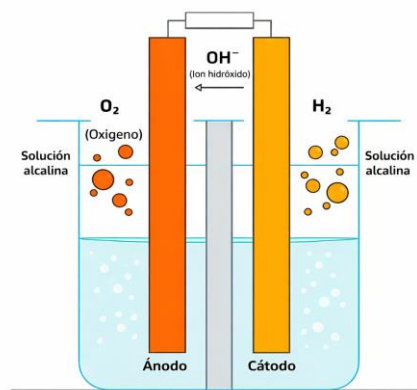


Figura 2-5-Electrolizador alcalino convencional [7]

A continuación, se muestra la Tabla 1 y Tabla 2, en las que se comparan los principales tipos de electrolizadores (alcalino, PEM y SOEC) en términos de inversión de capital (CAPEX) y eficiencia energética para la próxima década. Estas tablas permiten analizar la evolución tecnológica y económica de cada tecnología, así como identificar las diferencias clave en coste y rendimiento que condicionan su viabilidad en aplicaciones industriales.

Electrolizador	Tipo	2015			2020			2030		
		Mín	Media	Máx	Mín	Media	Máx	Mín	Media	Máx
CAPEX [€/kW]	Alcalino	8844	1170	1456	676	1118	1560	478	718	957
CAPEX [€/kW]	PEM	936	1820	2704	832	1612	2392	478	1279	2080
CAPEX [€/kW]	SOEC			>2288	1664	3806	5949	676	2730	4784

Tabla 1-CAPEX de los diversos electrolizadores [8]

Como se puede observar en la Tabla 2, los electrolizadores de tipo SOEC son los que muestran mejor eficiencia pese a ser más costosas en inversiones en activos a largo plazo o CAPEX. Mientras que la pila de combustible PEM tiene mejor eficiencia frente a la alcalina por un ligero aumento de costo CAPEX (Tabla 1), un coste muy reducido si se compara con las SOEC los cuales triplican el coste de las PEM. La progresiva evolución de la tecnología y la economía de escala incrementa la fabricación de las pilas de combustible la SOEC será una opción rentable.

	Tipo	2015			2020			2030		
Electrolizador		Mín	Media	Máx	Mín	Media	Máx	Mín	Media	Máx
Eficiencia (%)	Alcalino	53	66	78	58	69	80	62	72	81
Eficiencia (%)	PEM	53	68	82	64	77	89	64	77	89
Eficiencia (%)	SOEC	90	94	98	90	94	98	90	94	98

Tabla 2-Eficiencias de los diversos electrolizadores [8]

En consecuencia, la electrólisis se consolida como la ruta más adecuada para la producción sostenible de hidrógeno, si bien su elevada demanda eléctrica sigue siendo la principal limitación para la competitividad del proceso.

2.3 Captura de dióxido de carbono

La captura de dióxido de carbono (CO₂) ha dejado de ser únicamente una medida de mitigación de emisiones para convertirse en la fuente de carbono indispensable en la síntesis de combustibles sintéticos como el metanol verde. En el marco de las estrategias de descarbonización de la Unión Europea y España para 2050, el CO₂ es catalogado como una materia prima secundaria valorizable [8]. La pureza, procedencia y coste del CO₂ influyen directamente en el consumo energético global, el diseño de la planta y la huella de carbono del metanol verde producido. Desde el inicio de la Revolución Industrial, la concentración de CO₂ en la atmósfera ha aumentado un 30% alcanzando el récord de 430 ppm en mayo de 2025 como se puede observar en la Figura 2-6 según datos de la NASA [9].

Asimismo, según Global Carbon Budget en el año 2025 se emitieron 38,1 billones de toneladas de CO₂ debido a los combustibles fósiles [10] por lo que queda patente que la recuperación de dicho gas, ya sea para su eliminación o aprovechamiento en la industria es vital.

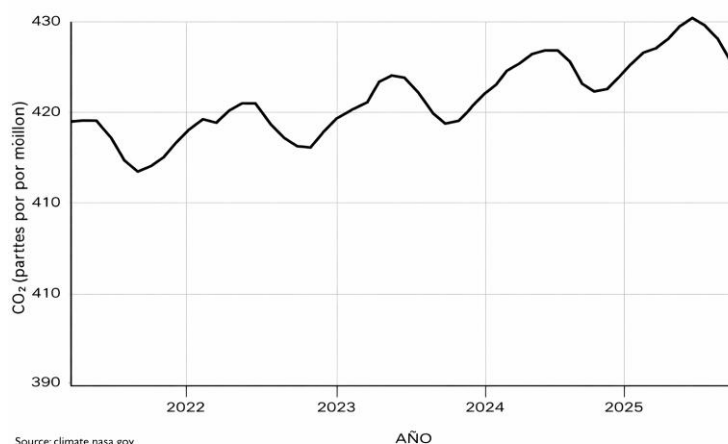


Figura 2-6- ppm de CO₂ en la atmósfera [9]

2.3.1 Fuentes de obtención

La viabilidad técnica y económica de la planta de metanol depende principalmente de la procedencia y la concentración del CO₂ capturado, clasificándose en tres vías (Figura 2-7):

- **Fuentes industriales concentradas o PSC (Point Source Capture):** La captura en fuentes puntuales (plantas de amoníaco, cementeras o refinerías) es actualmente la opción más competitiva debido a la alta producción de este gas no deseado en los procesos industriales. En estos casos, el CO₂ se captura antes de que se libere a la atmósfera y es almacenado. La producción de cemento representa aproximadamente el 7% de las emisiones globales de CO₂ [11], sobre todo debido a la calcinación de la piedra caliza. La captura de CO₂ en plantas cementeras podría reducir las emisiones de gases de efecto invernadero hasta en un 90% así como suponer una rica fuente de dicho gas para otros procesos industriales como la producción de metanol verde.
- **Captura Directa del Aire (DAC)[2]:** Esta tecnología extrae el gas directamente de la atmósfera a temperatura ambiente usando varios absorbentes sólidos de CO₂. El gas capturado es después liberado de forma concentrada (hasta el 100%) calentando el material absorbente. Sin embargo, la tecnología sigue siendo relativamente nueva, aunque está evolucionando de forma muy rápida. Este proceso ofrece una neutralidad de carbono absoluta y total independencia geográfica, aunque enfrenta retos termodinámicos severos por la baja concentración, elevando los costes operativos significativamente.
- **Fuentes Biogénicas [12]:** El CO₂ derivado de la gasificación de biomasa o procesos de fermentación permite obtener un producto final con huella de carbono negativa o neutral. En algunos países como Francia o Alemania existen ya cientos de plantas en funcionamiento demostrando la viabilidad del proceso. En comparación con otras tecnologías de captura, el CO₂ biogénico resulta más eficiente y con menor coste lo que lo postula como un buen candidato a nivel industrial. Según la European Biogas Association, el CO₂ biogénico será para el año 2027 la principal fuente de CO₂ renovable del continente [13]. España con su potente base agroganadera se presenta como un productor con potencial de producir dicho gas, contribuyendo a resolver el problema de residuos agroganaderos convirtiendo los mismos en energía renovable y en materia prima para la industria.

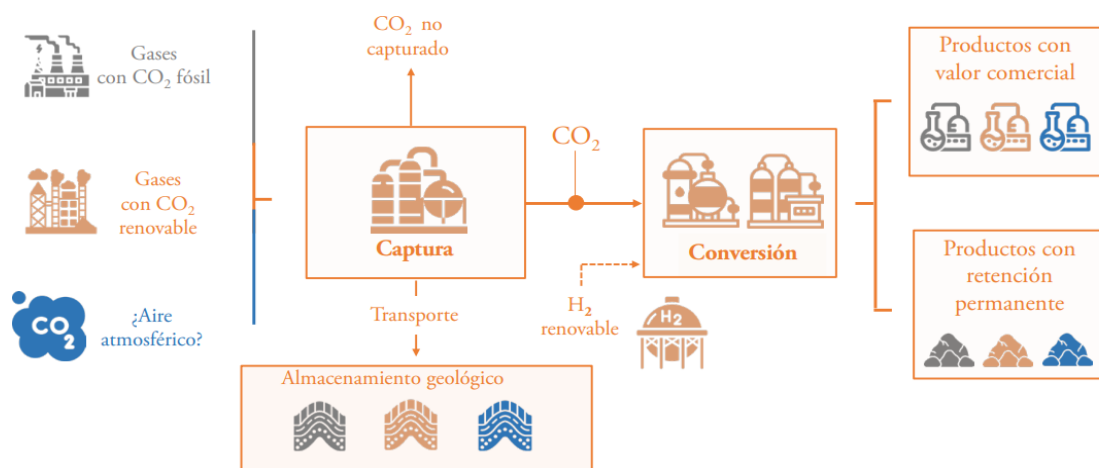


Figura 2-7- Esquema conceptual de la captura de CO₂ [14]

2.3.2 Tecnologías de captura y separación de CO₂

La captura de dióxido de carbono (CO₂) constituye uno de los elementos tecnológicos clave en los procesos de valorización del carbono y, en particular, en la producción de e-metanol mediante hidrogenación catalítica. La reacción de síntesis de metanol a partir de CO₂ e hidrógeno renovable requiere una corriente de dióxido de carbono con elevada pureza y condiciones adecuadas de presión, por lo que la selección de la tecnología de captura influye directamente en la eficiencia energética global, el coste operativo y la viabilidad ambiental del proceso. Actualmente, la captura de CO₂ no solo se percibe como una estrategia de eliminación de emisiones, sino como un mecanismo de integración en esquemas de economía circular del carbono.

Las tecnologías de captura se clasifican en tres grandes grupos en función del momento del proceso en el que se obtiene el CO₂: captura poscombustión, captura precombustión y oxidación [14]. Cada una de estas rutas presenta características técnicas y energéticas diferentes, lo que condiciona su aplicabilidad en función del origen del CO₂, la infraestructura disponible y el diseño del proceso de síntesis posterior.

Existen diversos métodos fisicoquímicos para la separación del CO₂, clasificados según el punto de integración en el proceso de combustión [15]:

- **Captura Postcombustión (Absorción química):** La captura postcombustión es actualmente la tecnología más usada a escala industrial. El CO₂ se separa de los gases de combustión generados tras la oxidación convencional de combustibles fósiles o biomasa con aire. Dado que el CO₂ se encuentra diluido en una corriente gaseosa rica en nitrógeno, su concentración suele situarse entre el 3-15% en volumen, lo que implica la necesidad de procesos de separación selectivos. La tecnología más extendida es la absorción química mediante soluciones de aminas, en la que el CO₂ reacciona de forma reversible con el solvente en una columna de absorción y posteriormente se libera en una etapa de regeneración térmica. Este proceso permite obtener corrientes de CO₂ con purezas superiores al 95–99 %, adecuadas para su utilización en síntesis química. Sin embargo, la principal desventaja de esta tecnología es el elevado consumo energético asociado a la regeneración del solvente, lo que genera una penalización térmica significativa en la planta donde se integra. Su madurez tecnológica y su posibilidad de implementación mediante estrategias de adaptación en instalaciones existentes la convierten en una opción relevante cuando se dispone de fuentes industriales concentradas de CO₂.
- **Captura Precombustión:** Se basa en la transformación previa del combustible en un gas de síntesis compuesto por monóxido de carbono e hidrógeno. Posteriormente, mediante la reacción de desplazamiento del gas de agua (water-gas shift), el monóxido de carbono se convierte en dióxido de carbono y se incrementa la fracción de hidrógeno. En este caso, el CO₂ se encuentra a presiones más elevadas y en concentraciones superiores respecto a la poscombustión, lo que facilita su separación mediante procesos físicos como la absorción con solventes físicos, membranas o sistemas de adsorción. Esta configuración resulta especialmente adecuada en procesos integrados de gasificación de carbón o biomasa, así como en determinadas rutas de producción de combustibles sintéticos. Sin embargo, su aplicación requiere el rediseño completo de la instalación energética o industrial, lo que limita su implementación en plantas ya existentes. Desde el punto de vista del e-metanol, esta tecnología puede resultar atractiva cuando el proceso parte de gasificación de biomasa, ya que permite una integración más eficiente entre producción de hidrógeno y captura de carbono.
- **Oxidación:** La oxidación constituye una tercera alternativa tecnológica en la que el combustible se quema con oxígeno de alta pureza en lugar de aire [16]. Al eliminar el nitrógeno atmosférico, los gases de combustión están compuestos principalmente por dióxido de carbono y vapor de agua, lo que simplifica notablemente la etapa de separación, ya que basta con

condensar el agua para obtener una corriente concentrada de CO₂. Sin embargo, la producción de oxígeno mediante unidades de separación de aire implica un elevado consumo energético adicional, lo que reduce la eficiencia global del sistema. Además, el control térmico del proceso es más complejo debido a las altas temperaturas alcanzadas en ausencia de nitrógeno diluyente. Aunque presenta ventajas teóricas en términos de pureza del CO₂ obtenido, su implantación comercial es todavía limitada en comparación con la captura poscombustión.

Por tanto, la selección de la fuente y de la tecnología de captura de CO₂ constituye un factor decisivo en la viabilidad técnica, económica y ambiental de la producción de e-metanol.

2.4 Descarbonización del transporte marítimo y marco normativo

El transporte marítimo constituye uno de los pilares esenciales del comercio internacional, al trasladar aproximadamente entre el 80 % y el 90 % del intercambio global de mercancías [17]. No obstante, el sector marítimo es responsable de en torno al 3 % de las emisiones mundiales de gases de efecto invernadero (GEI) [18]. Este dato adquiere especial relevancia en el contexto actual de transición energética, donde la reducción de emisiones en sectores intensivos en combustibles fósiles se ha convertido en una prioridad estratégica. Tradicionalmente, la propulsión marítima ha dependido de combustibles derivados del petróleo, como el Marine Gas Oil (MGO), cuya combustión genera emisiones importantes de CO₂, óxidos de azufre (SO_x) y óxidos de nitrógeno (NO_x). La necesidad de revertir el cambio climático y cumplir con los compromisos internacionales en ambientalmente está motivando una transformación progresiva hacia vectores energéticos alternativos con menores emisiones de carbono.

Internacionalmente, la Organización Marítima Internacional (OMI) ha establecido el marco regulatorio que guía dicha transición. La revisión de su Estrategia sobre GEI en 2023 fija como objetivo alcanzar emisiones netas nulas en el sector marítimo en torno a 2050, introduciendo hitos intermedios de reducción del 20 % para 2030 y del 70 % para 2040 respecto a los niveles de 2008 [19]. Además, se establece como meta a corto plazo que al menos entre el 5 % y el 10 % de la energía consumida por el transporte marítimo internacional provenga de combustibles o tecnologías con emisiones nulas o casi nulas antes de finalizar la presente década. Este marco normativo genera una señal clara al mercado y favorece el desarrollo de nuevas cadenas de suministro basadas en combustibles alternativos.

En el ámbito europeo, iniciativas como el reglamento FuelEU Maritime ponen como objetivo lograr que las emisiones GEI de los combustibles utilizados en este sector disminuyan gradualmente: de un 2% en 2025 al 80% de aquí a 2050 como se aprecia en la Figura 2-8 [20]. Por otra parte, la Directiva RED II refuerza estos objetivos mediante la promoción de combustibles renovables, incluyendo los combustibles renovables de origen no biológico, entre los que se encuentran el hidrógeno renovable y sus derivados sintéticos [21].

A nivel nacional, la Hoja de Ruta del Hidrógeno identifica el transporte marítimo como uno de los sectores de difícil electrificación directa, señalando al hidrógeno verde y a combustibles sintéticos como el e-metanol como soluciones estratégicas para su descarbonización. Asimismo, la estrategia contempla el desarrollo de “valles de hidrógeno” en entornos industriales y portuarios, facilitando la implantación de infraestructuras de producción, almacenamiento y suministro.

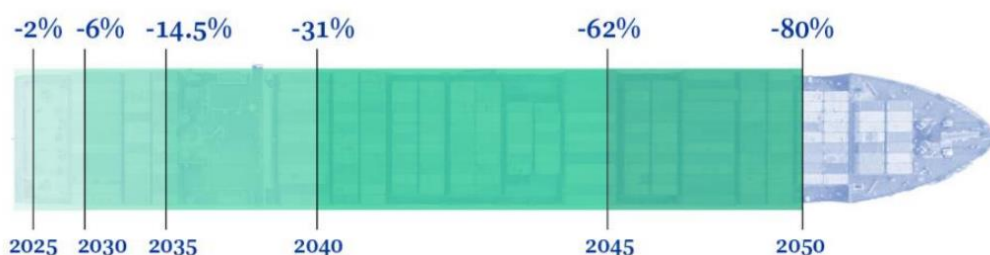


Figura 2-8-Reducción anual promedio de la intensidad de carbono en comparación con el promedio de 2020 [20]

En este contexto, el metanol verde se posiciona como una alternativa atractiva frente a otros combustibles emergentes, como el amoníaco o el hidrógeno licuado. Operativamente, el metanol presenta ventajas importantes al ser líquido a temperatura y presión ambiente, lo que simplifica su almacenamiento y transporte y permite, en muchos casos, la adaptación de infraestructuras existentes con menores inversiones en comparación con soluciones criogénicas. Además, evita problemas asociados a la fragilización de materiales característica del hidrógeno y presenta menores riesgos toxicológicos que el amoníaco. En términos ambientales, el uso de metanol permite cumplir con los requisitos establecidos en las Áreas de Control de Emisiones (ECA) de la OMI, reduciendo de forma sustancial las emisiones de SOx y partículas. Cuando su producción se basa en hidrógeno renovable y CO₂ capturado, su huella de carbono puede reducirse de manera significativa respecto a los combustibles fósiles convencionales.

En este contexto, el marco regulatorio actual impulsa el desarrollo de combustibles alternativos, posicionando al metanol verde como una de las soluciones más viables para la descarbonización del sector marítimo.

2.5 Combustibles: Gasóleo Marino y metanol

En este apartado, se compararán los dos tipos de combustible que se analizan en este trabajo. Se discutirán las ventajas y desventajas en relación a diferentes factores.

2.5.1 Comparativa de las dimensiones del depósito

Un factor importante para estudiar la viabilidad técnica del uso de metanol verde como combustible a bordo de buques de la Armada es el tamaño de los depósitos de combustible. En la Tabla 3 se presenta una comparativa entre el metanol y el gasóleo marino (MGO) referente a su densidad energética en megajulios por kilogramo (MJ/kg) y por litro (MJ/L), el tamaño necesario de los tanques de combustible en relación con el gasóleo marino (MGO) la presión de suministro y el punto de inflamación de cada combustible.

		Densidad energética [MJ/kg]	Densidad energética [MJ/L]	Tamaño del tanque de combustible en relación al MGO	Presión de suministro [bar]	Punto de inflamación [°C]
MGO	-	42,7	35,7	1	7-8	.
Metanol (CH ₃ OH)	(gaseoso, + 65°C)	19,9	14,9	2,4	13	9

Tabla 3- Comparativa de las dimensiones del depósito equivalente al MGO[22]

El metanol presenta una densidad energética significativamente inferior al MGO, tanto en base másica (19,9 frente a 42,7 MJ/kg) como volumétrica (14,9 frente a 35,7 MJ/L), lo que implica que para almacenar la misma energía se necesita un depósito 2,4 veces mayor. A esto se añade que requiere una presión de suministro superior (13 bar frente a 7-8 bar) y un punto de inflamación muy bajo (9°C), lo que exige sistemas de almacenamiento más robustos y medidas de seguridad adicionales. Sin embargo, estas desventajas operativas pueden quedar compensadas por su potencial como combustible neutro en carbono cuando se produce a partir de fuentes renovables.

2.5.2 Energía mínima de ignición EMI

La energía mínima de ignición (EMI) es un parámetro importante en la seguridad donde se manejan sustancias inflamables. Esta energía es la mínima cantidad de energía que se requiere para encender una mezcla de un gas o vapor inflamable con aire bajo condiciones específicas de temperatura y presión. Los

valores más bajos de la energía mínima de ignición originan en las proximidades de la concentración estequiométrica y giran alrededor de 0,25 mJ a la presión del nivel del mar (1 atm).

Por ejemplo, un operario con una capacidad eléctrica de 200 pF y cargada con electricidad estática a una tensión de 15 kV podrá causar una chispa con una energía igual a 22,5 mJ. Dicho resultado se obtiene empleando la fórmula (1):

$$EMI = \frac{C \times V^2}{2} \quad (1)$$

$$EMI = \frac{200 \times 10^{-12} \times 15000^2}{2} = 22,5 \text{ mJ}$$

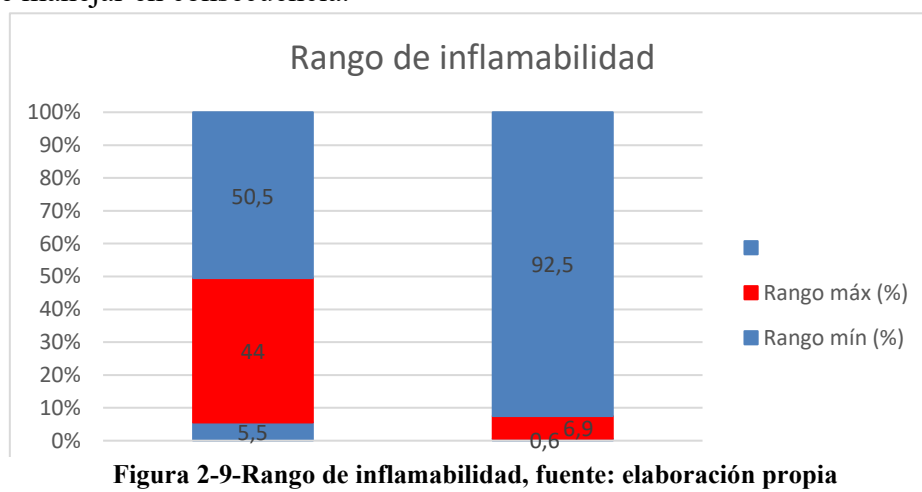
Como se puede observar, la energía generada sería suficiente para encender una mezcla de vapores o gases inflamables con el aire. Por ello, es importante asegurar medidas de seguridad para prevenir la acumulación de cargas electrostáticas cuando se opera en entornos con líquidos y gases inflamables.

La EMI del metanol es de 0,14 mJ aproximadamente, mientras que la del MGO oscila entre los 30-316 mJ ya que depende de si el combustible está en forma de vapor, niebla o spray. Por ello, el MGO se considera más seguro en términos de EMI comparado con el metanol, disminuyendo así los riesgos de almacenamiento y manejo. Sin embargo, una desventaja es que, debido a su mayor EMI, se necesita más energía para iniciar la combustión, lo cual afectaría a situaciones donde se quiere eficiencia y encendido rápido.

2.5.3 Inflamabilidad

La inflamabilidad es la capacidad de una sustancia para arder o incendiarse fácilmente en contacto con una fuente de calor o chispa. Esta característica depende de la composición química del material y es vital conocerla para su correcto manejo. Estos combustibles presentan un intervalo de concentraciones de vapor o gas en mezcla con el aire dentro del cual la mezcla resulta inflamable. Dicho intervalo se expresa como porcentaje en volumen de vapor de combustible en el aire. Estos valores también se conocen como límites de explosividad, ya que, dependiendo de factores como el grado de confinamiento, la cantidad de mezcla presente o la intensidad de la fuente de ignición, la velocidad de combustión puede variar y, en determinadas condiciones, llegar a producirse una explosión.

La Figura 2-9 muestra como el metanol tiene un intervalo inflamable mucho más amplio en comparación con el MGO, lo que significa que puede formar mezclas inflamables con el aire en un mayor número de concentraciones. El MGO tiene un rango mucho menor, además de que su baja volatilidad hace que normalmente solo se alcancen estas condiciones cuando el combustible se encuentra calentado o atomizado. Por lo tanto, el metanol puede generar mezclas inflamables con mayor facilidad en forma de vapor mientras que el MGO requiere de unas condiciones específicas, siendo este último más seguro de manejar en consecuencia.



2.5.4 Toxicidad

La toxicidad de un combustible se refiere a su potencial para causar daño a organismos vivos al ser inhalado, ingerido o en contacto con la piel. Para el metanol se mostrarán los datos AEGL (Acute Exposure Guideline Levels) mientras que para el MGO al no ser un compuesto único no dispone de valores AEGL definidos, por lo que se usarán límites de exposición ocupacional para vapores o nieblas de diésel.

La Tabla 4 muestra datos sobre los niveles de concentración de metanol expresados en partes por millón (ppm) y los efectos en la salud según los niveles de AEGL. Los AEGL se dividen en tres categorías según la severidad de los efectos.

AEGL 1: Representa la concentración en la que se pueden producir efectos notables pero leves y transitorios, como irritación de ojos y vías respiratorias.

AEGL 2: Indica la concentración en la que se pueden producir efectos irreversibles o serios, que podrían ser incapacitantes.

AEGL 3: Representa la concentración en la que se pueden producir efectos letales o que pueden poner en peligro la vida

Metanol, expresado en ppm					
	10 min	30 min	60 min	4 horas	8 horas
AEGL 1	670	670	530	340	270
AEGL 2	11.000	4.000	2.100	730	520
AEGL 3	40.000	14.000	7.200	2400	1600

Tabla 4-Niveles de exposición aguda para el Metanol, fuente: EPA

La Tabla 5 muestra los límites de exposición ocupacional para el MGO donde REL es Recommended Exposure Limit y TWA es Time Weighted Average.

Sustancia	Tipo de límite	Valor	Periodo de referencia
MGO	REL-TWA	100 mg/m ³	8 horas

Tabla 5- Límite de exposición ocupacional para vapores y nieblas de diésel (MGO)

En términos generales, el metanol presenta un mayor riesgo en exposiciones agudas a altas concentraciones, ya que puede provocar efectos graves en el organismo como daños neurológicos o alteraciones visuales. Por su parte, el MGO supone principalmente un riesgo asociado a exposiciones prolongadas, especialmente en forma de vapores o nieblas de diésel, debido a la presencia de compuestos potencialmente tóxicos en su composición.

2.5.5 Temperaturas de almacenamiento

El metanol y el MGO pueden almacenarse a temperatura ambiente, sin necesidad de acondicionamiento térmico en los tanques. Sin embargo, el metanol presenta mayor volatilidad y menor punto de inflamación, lo que exige mayores medidas de seguridad para evitar la formación de vapores inflamables. Por el contrario, el MGO posee un punto de inflamación más elevado, lo que reduce el riesgo de ignición durante su almacenamiento.

En conjunto, el metanol presenta desventajas operativas asociadas a su menor densidad energética y a sus exigencias de seguridad, pero ofrece ventajas relevantes en términos de descarbonización y adaptación logística.

2.6 Criterios de diseño y parámetros de simulación extraídos de la literatura

A continuación, con el fin de justificar las hipótesis de modelado adoptadas en la simulación de la planta, en este apartado se recopilan las principales referencias empleadas para definir los parámetros operativos, los criterios de selección termodinámica y las decisiones de diseño de proceso utilizadas en el presente trabajo.

Fuente	Datos/información	Referencia
Eric C. Carlson, Aspen Technology, Inc.	Metodología para elegir el modelo termodinámico mediante diagramas de decisión	[23]
Proc. Int. Hydrogen Energy Conf., IEEE 2025.	Temperatura y presión de entrada del agua al electrolizador alcalino (25°C, 30 bar)	[24]
Design and simulation of a methanol production plant from CO ₂ hydrogenation	Temperatura y presión de la corriente de entrada del CO ₂ (25°C, 1bar)	[25]
	Temperatura y presión de la corriente de salida del electrolizador (50°C, 30bar)	
	Temperatura y presión de entrada de operación al reactor (220°C, 78 bar)	
Planta de producción de metanol a partir de CO ₂ capturado	Metodología para la elección del número de etapas de compresión de las corrientes iniciales de H ₂ y CO ₂	[26]
	Uso de las reglas del pulgar para la sección de reacción	
Estudio técnico económico de la producción del e-metanol para abastecer las necesidades de un pesquero mediante hidrogeno verde obtenido a partir de energía renovable	Comparativa entre el MGO y metanol	[27]

Los parámetros más relevantes adoptados corresponden a las condiciones de operación del reactor y a las corrientes de entrada, al ser los que mayor impacto tienen en el rendimiento global del proceso

A partir de las referencias recogidas, se observa una clara convergencia en los rangos de operación empleados en la literatura para la síntesis de metanol a partir de CO₂, especialmente en términos de

presión y temperatura del reactor. Asimismo, los criterios de selección del modelo termodinámico y del número de etapas de compresión responden a metodologías consolidadas en la simulación de procesos.

En este sentido, los parámetros adoptados en el presente trabajo se han seleccionado dentro de los rangos más representativos encontrados en la bibliografía, priorizando aquellas condiciones que permiten un compromiso adecuado entre rendimiento del proceso y viabilidad operativa. De este modo, se garantiza la coherencia con estudios previos y se refuerza la validez técnica del modelo desarrollado.

3 MODELADO DEL PROCESO

En este capítulo se desarrolla el modelo de simulación del proceso de producción de metanol verde a partir de hidrógeno y dióxido de carbono mediante el software DWSIM. El objetivo es representar las principales etapas del proceso y definir las condiciones de operación de los equipos para establecer una base de cálculo que permita analizar los balances de materia y energía del sistema.

La simulación incluye la producción de hidrógeno por electrólisis del agua, el acondicionamiento y compresión de corrientes, la síntesis de metanol en el reactor y las etapas posteriores de separación y purificación del producto. Asimismo, se justifica la selección de los componentes, del modelo termodinámico y de los principales parámetros de operación utilizados en la simulación.

3.1 Planteamiento general del modelo

La simulación preliminar desarrollada en este trabajo se estructura en tres secciones principales (Figura 3-1). La primera corresponde al acondicionamiento de las materias primas y a la producción de hidrógeno mediante electrólisis del agua, de manera que las corrientes alcancen las condiciones adecuadas para su procesamiento posterior. La segunda sección comprende la etapa de reacción, en la que se analizan las condiciones de operación más favorables para maximizar la conversión de los reactivos en productos de forma realista. Finalmente, la tercera sección engloba las operaciones de separación y purificación, destinadas a recuperar los compuestos de interés y obtener un metanol final con la pureza requerida.

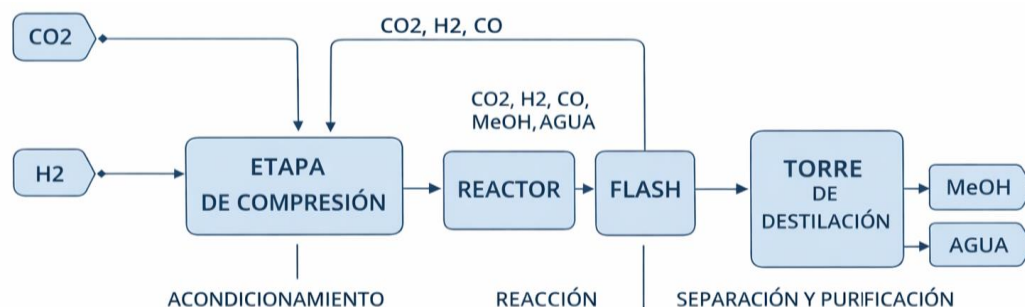


Figura 3-1- Diagrama de bloques del proceso

3.1.1 Software DWSIM

En la actualidad, las herramientas informáticas desempeñan un papel fundamental en la simulación y el análisis de procesos dentro de los distintos ámbitos de la ciencia y la ingeniería. En el campo de la Ingeniería Química, una de las aplicaciones más relevantes es el uso de software específico para la modelización de procesos industriales, entre los que destaca DWSIM, un simulador de procesos

químicos y físicos que permite representar y estudiar sistemas termodinámicos complejos con un alto grado de detalle.

Este programa abarca un amplio conjunto de funcionalidades orientadas al diseño, análisis y optimización de procesos químicos. Entre ellas se incluyen la modelización de operaciones unitarias, la realización de balances de materia y energía, la selección de modelos termodinámicos y el estudio del comportamiento de sustancias bajo diferentes condiciones de funcionamiento. Estas capacidades demuestran que es una herramienta especialmente útil para ingenieros químicos, investigadores y estudiantes que requieren evaluar procesos en sectores como el químico, energético, farmacéutico o alimentario.

Además, al tratarse de un software de código abierto, DWSIM permite acceder a prestaciones avanzadas sin los elevados costes adjuntos a otras plataformas comerciales, facilitando así el desarrollo de estudios técnicos con un impacto económico casi nulo. Su versatilidad y fiabilidad permiten obtener resultados coherentes y próximos al comportamiento real de los sistemas, lo que lo convierte en una herramienta de gran valor para el análisis y la simulación de procesos industriales.



Figura 3-2-Símbolo del software DWSIM

3.2 Definición del Sistema de simulación

Para poder empezar a simular en DWSIM es necesario definir algunos aspectos de cómo se comportará la simulación. Primeramente, es necesario establecer los componentes que existirán en la simulación. Dichos componentes se muestran en la Figura 3-3:

Compuestos						
Añadido	Nombre	Tag	Número CAS	Fórmula	Base de datos	CP
☒	Hydrogen		1333-74-0	H ₂	ChemSep	☒
☒	Carbon dioxide		124-38-9	OCO	ChemSep	☒
☒	Carbon monoxide		630-08-0	CO	ChemSep	☒
☒	Water		7732-18-5	HOH	ChemSep	☒
☒	Methanol		67-56-1	CH ₃ OH	ChemSep	☒
☒	Oxygen		7782-44-7	O ₂	ChemSep	☒

Figura 3-3-Compuestos definidos en DWSIM

El programa DWSIM requiere de un modelo termodinámico para poder calcular las propiedades termodinámicas de las diferentes corrientes de proceso. La selección del modelo resulta una etapa importante en la simulación ya que la síntesis de metanol a partir de CO₂ e H₂ se realiza a presiones elevadas y con presencia simultánea de componentes ligeros en fase gaseosa (H₂, CO₂, CO) y compuestos polares condensables (CH₃OH y H₂O). Por ello, el paquete termodinámico debe garantizar una descripción adecuada del equilibrio vapor-líquido, del comportamiento de las mezclas a alta presión y de las propiedades necesarias para el cálculo de los resultados del reactor y la columna de destilación.

Con el fin de seleccionar el modelo termodinámico más adecuado para la simulación, se ha seguido la metodología propuesta por Eric C. Carlson, la cual consiste en una serie de diagramas de decisión que permiten identificar el paquete termodinámico más apropiado en función de las características de los compuestos presentes y de las condiciones de operación del proceso [23]. Este procedimiento se basa en

criterios como la polaridad de las moléculas, la posible formación de electrolitos y el rango de presión y temperatura del sistema.

En primer lugar, es necesario determinar si los compuestos presentes en la simulación son polares o no polares. Esto se realiza comprobando el momento dipolar, que es la intensidad con la que dos o más átomos se atraen en función de la electronegatividad de cada átomo y la distribución de cargas en los enlaces. En la Figura 3-4 se muestra el momento dipolar de algunos de los compuestos incluidos en la simulación:

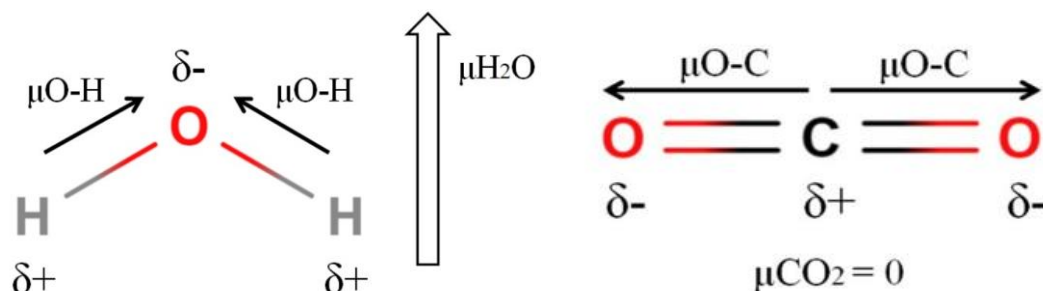


Figura 3-4- Momento dipolar de una molécula de agua y del dióxido de carbono [28]

En el caso del H_2 y CO_2 son moléculas apolares mientras que el agua, el monóxido de carbono y el metanol son moléculas polares. En consecuencia, se elige la rama correspondiente a sistemas con compuestos polares en el primer diagrama de decisión mostrado en la Figura 3-5.

Una vez elegido esta ruta, se verifica si los compuestos se disocian formando mezclas iónicas. En este caso no existe ningún compuesto que esté formado como por enlaces iónicos por lo que no se generan electrolitos y se continúa por la rama correspondiente a sistemas no electrolíticos como se ve en la Figura 3-5.

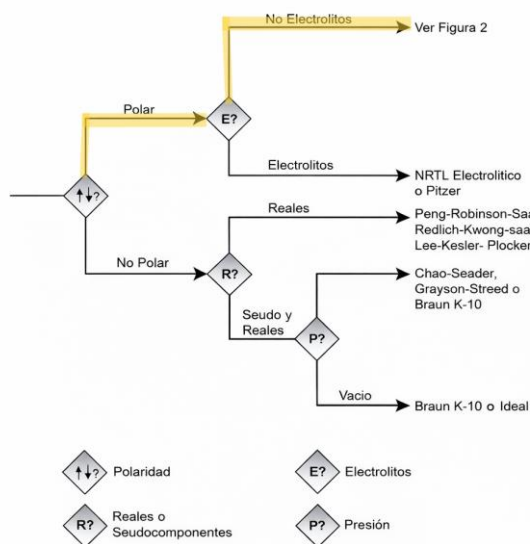


Figura 3-5- Primer diagrama de elección del modelo termodinámico [29]

Asimismo, para el segundo diagrama de elección (Figura 3-6), es necesario comprobar a que presión se opera ya que si se opera a una presión alta el comportamiento de la fase gas puede alejarse del comportamiento de gas ideal. Como se puede observar en otros procesos similares se llega a la conclusión de que se va a emplear una presión mayor a 10 bar [25].

Por último, hay que comprobar la existencia de parámetros de interacción entre los compuestos en la simulación. Estos parámetros se comprueban en el apartado de características del modelo termodinámico donde se ve que los compuestos usados son comunes en este caso.

Por ello, al saber que la presión de operación va a ser mayor de 10 bar y que existen parámetros de interacción entre los compuestos en la simulación, se elige la siguiente rama como se ve en la Figura 3-6:

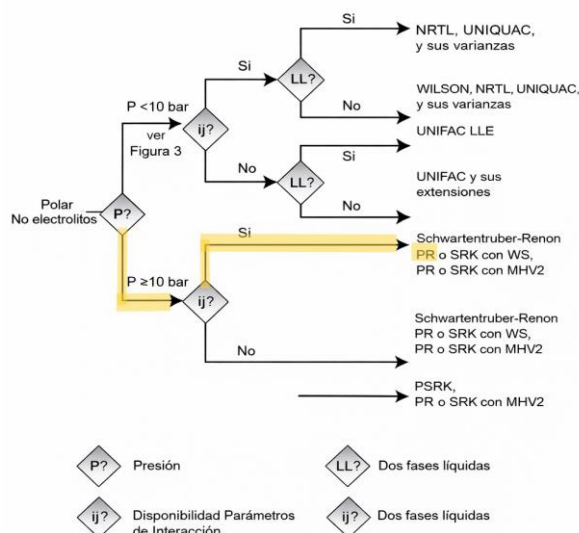


Figura 3-6-Segundo diagrama de elección del modelo termodinámico [24]

Como resultado del proceso de selección mostrado en la Figura 3-6, se escoge el modelo termodinámico Peng–Robinson–Stryjek–Vera 2 (PRSV2). Este modelo es una modificación de la ecuación de estado de Peng–Robinson que mejora la predicción de propiedades termodinámicas en mezclas reales y es ampliamente utilizado en la simulación de procesos de la industria química.

Su elección resulta adecuada para este sistema, ya que permite describir con buena precisión el comportamiento de mezclas gaseosas a alta presión que contienen compuestos ligeros como H_2 , CO_2 y CO , así como compuestos condensables como el metanol y el agua. Además, presenta un buen comportamiento en amplios rangos de temperatura y presión, características habituales en los procesos industriales de síntesis de metanol [30].

Aunque en algunos estudios similares se emplea la ecuación de estado Redlich–Kwong–Soave, como en el trabajo de Van-Dal y Bouallou (2013) [25], el modelo PRSV2 ofrece una representación igualmente adecuada para las condiciones de operación consideradas en esta simulación

3.3 Desarrollo del modelo de proceso

En este apartado se describe el desarrollo del modelo de proceso desarrollado con el software de simulación DWSIM. Se presentan las diferentes etapas que componen la planta simulada, incluyendo la producción de hidrógeno mediante electrólisis del agua, el acondicionamiento y compresión de las corrientes de proceso, la síntesis de metanol en el reactor y las operaciones posteriores de separación y purificación del producto. Para cada etapa se detallan los equipos utilizados en la simulación y las condiciones de operación empleadas.

3.3.1 Producción de hidrógeno mediante electrólisis

Para la producción de H_2 mediante el proceso de electrólisis es vital elegir primero la clase de electrolizador que se va a emplear en la simulación. El software tiene la opción de usar únicamente un electrolizador alcalino por lo que los de tipo membrana de intercambio de protones (PEM, Proton

Exchange Membrane) y los electrolizadores de óxido sólido (SOEC, Solid Oxide Electrolysis Cell) quedan automáticamente descartados para la simulación.

La cantidad de H_2 necesaria para el proceso se determina a partir de la estequiometría de la reacción principal de síntesis de metanol. Esta reacción establece una relación molar de tres moles de H_2 por cada mol de CO_2 alimentado al reactor. Por tanto, el flujo de hidrógeno requerido para la simulación se define en función del caudal de CO_2 tratado en el proceso.

Para el adecuado funcionamiento del electrolizador alcalino es necesario definir diferentes parámetros y corrientes del proceso.

3.3.1.1 Configuración del proceso de electrólisis

La corriente de entrada de agua al electrolizador se define a una temperatura de $25^\circ C$ y 30 bares de presión al estar dentro del rango de las condiciones óptimas de operación (Tabla 6) [24]. Además, hay que definir una entrada de potencia que suministra energía eléctrica al electrolizador para poder sostener las reacciones. Dicha energía eléctrica ha de provenir de energías renovables para poder considerar que se produce H_2 verde. Como se verá en el apartado posterior, se obtendrá la energía de diferentes fuentes renovables como la eólica o solar. El módulo del electrolizador empleado en DWSIM se observa en la Figura 3-7:

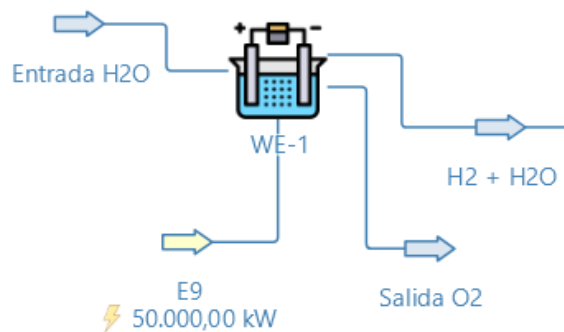


Figura 3-7- Electrólisis del agua en DWSIM

Corriente	Salida O_2	$H_2 + H_2O$	Entrada H_2O
Temperatura ($^\circ C$)	4700,6	103,894	25
Presión (bar)	30	30	30
Fracción másica (H_2)	0	0,990625	0
Fracción másica (H_2O)	0,000673822	0,0093751	1
Fracción másica (O_2)	0,999326	0	0

Tabla 6-Propiedades de las corrientes en la electrólisis

Para definir los parámetros del electrolizador, como el número de celdas, el voltaje total y la eficiencia, sería necesario conocer previamente la potencia eléctrica requerida por el sistema. Sin embargo, como en esta fase del trabajo se está desarrollando el modelo y todavía no se dispone de los resultados finales de la simulación, estos parámetros se han fijado inicialmente a partir de valores típicos para electrolizadores alcalinos.

De este modo, se establece una configuración representativa que permite el funcionamiento del modelo, mientras que la potencia real consumida por el electrolizador se obtiene posteriormente a partir de los resultados de los flujos de materia prima necesarios. Por ello, se va a suponer que el electrolizador necesita 50 000 kW para su funcionamiento.

Como se aprecia en la Figura 3-8, el número de celdas ($N = 1000$) se ha seleccionado como parámetro de escalado eléctrico del stack. Las celdas individuales operan típicamente en el rango 1.8–2.4 V y se conectan en serie para alcanzar tensiones totales adecuadas para el sistema de potencia. De este modo se obtiene un voltaje total de 1800 V, representativo de sistemas industriales de electrólisis.

Así, se obtiene un voltaje por celda de 1.8 V, lo cual entra en el rango típico para electrolizadores de este tipo [31]. En cuanto a la eficiencia, se ha elegido una del 70% al ser un valor intermedio dentro del rango habitual para estos sistemas [32].

Parámetros de cálculo		
Parameter	Valor	Unidades
Total Voltage	1000	V
Number of Cells	1800	
User-defined Efficiency	0,7	

Figura 3-8- Parámetros del electrolizador WE-1

3.3.1.2 Energía renovable para alimentar el electrolizador

Por otra parte, la corriente E9 representada en la Figura 3-7 que alimenta el proceso de electrólisis podría obtenerse de diferentes fuentes renovables como por ejemplo la energía eólica o solar.

Para dimensionar las fuentes de energía renovable sería necesario conocer previamente la potencia eléctrica requerida por el electrolizador. Sin embargo, al encontrarse esta sección en la fase de desarrollo del modelo, se realiza una estimación de dicha potencia que permite definir de forma aproximada el número de aerogeneradores o paneles solares necesarios, la cual posteriormente se contrasta con los resultados de la simulación.

Para esto, DWSIM permite insertar módulos para obtener energía verde y así alimentar el proceso de electrólisis con cero emisiones. Las dos fuentes mencionadas quedarían de la siguiente manera para producir la energía requerida:

➤ Alimentación mediante energía eólica

España es el segundo país europeo con más potencia eólica instalada, con 22 486 aerogeneradores repartidos en 1416 parques eólicos los cuales produjeron en 2024 unos 59 300 GWh. Asimismo, uno de los modelos más instalados en España actualmente en parques terrestres es el Vestas V117 con un diámetro de rotor de 117m y eficiencia del 75% por lo que usaremos este para los cálculos [33].

Como se puede observar en la Figura 3-9, para la simulación del módulo del aerogenerador se van a usar los siguientes datos sacados de AEMET para España [34]:

- Velocidad media del viento: 7 m/s
- Temperatura atmosférica: 14 °C
- Humedad relativa: 65 %

El módulo de aerogenerador en DWSIM se conecta directamente a la corriente E9 como se puede observar en la Figura 3-9.

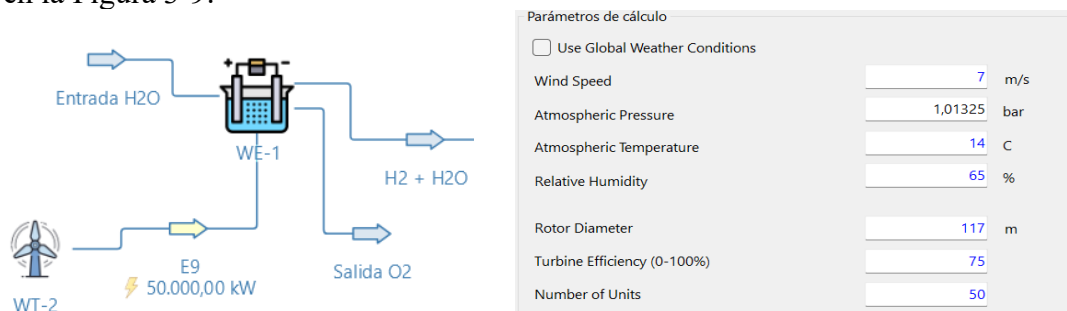


Figura 3-9- Módulo de aerogenerador en DWSIM

Para generar la potencia supuesta de 50 000 kW por el proceso de electrólisis, se necesitaría un parque compuesto por 50 turbinas Vestas V117 las cuales podrían perfectamente estar disponibles en España debido a la alta concentración de las mismas.

➤ Alimentación mediante energía solar

España es el 7º país del mundo en generación de energía solar con 58,6 GWh producidos en 2024. La solar fotovoltaica creció un 18,9% en 2024, superando su récord por sexto año consecutivo, y se convirtió en la primera tecnología del parque generador español por potencia instalada, con una participación del 25,1%. La Figura 3-10 muestra el módulo de las placas solares en DWSIM y sus parámetros:

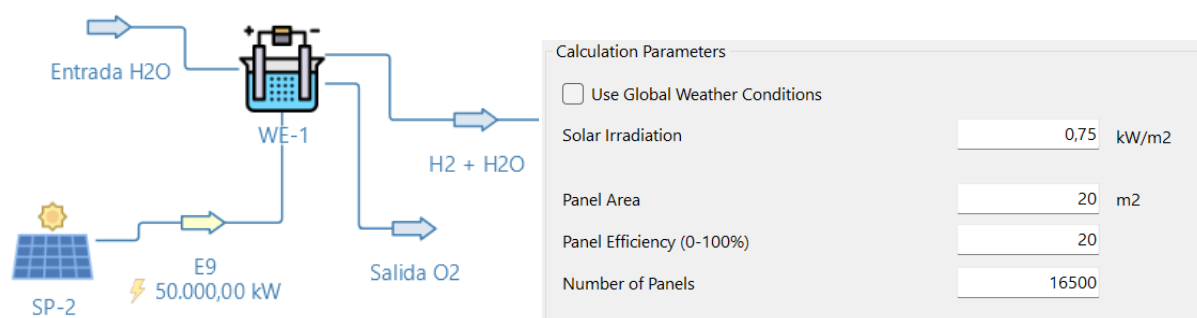


Figura 3-10-Módulo de placa solar en DWSIM

La irradiancia solar se ha sacado de la media anual en España según datos del AEMET mientras que la eficiencia del panel es la típica para paneles monocristalinos los cuales son los más comunes en España [35]. Con esto, para generar la potencia necesaria para la electrólisis, se han empleado los parámetros expuestos en la Figura 3-10:

Para generar la energía supuesta serían necesarios 16 500 paneles de 20 m², lo cual equivaldría a 267 000 m² de superficie o 37,6 hectáreas. Este valor tendría validez ya que en España el tamaño de un parque solar mediano oscila entre las 20-50 hectáreas típicamente y generan mucho más de 56 MW que es lo requerido en este caso.

3.3.2 Acondicionamiento y compresión de corrientes

En este apartado se describe la etapa de acondicionamiento y compresión de las corrientes de H₂ y CO₂ antes de su entrada al reactor de síntesis de metanol. Para ello, primero se presenta la descripción y configuración de la etapa dentro del modelo de simulación. Después, se analizan diferentes configuraciones de compresión con el objetivo de determinar la más adecuada desde el punto de vista operativo y por último se realiza una evaluación económica preliminar de las distintas alternativas consideradas.

3.3.2.1 Descripción y configuración de la etapa

La etapa de acondicionamiento y compresión de H₂ y CO₂ consiste en preparar las materias primas en presión y temperatura para su entrada en el reactor. El H₂ verde, como se ha discutido en el apartado 3.3.1 se obtiene de la electrólisis del agua con electricidad procedente de fuentes renovables como la solar o eólica.

➤ Corriente de H₂:

Tras la producción de H₂ mediante electrólisis, como se puede observar en la Tabla 6, el H₂ en la corriente “H₂+H₂O” tiene una presión de 30 bar, una temperatura de 103,894 °C y una pureza aproximada del 99% con trazas de H₂O.

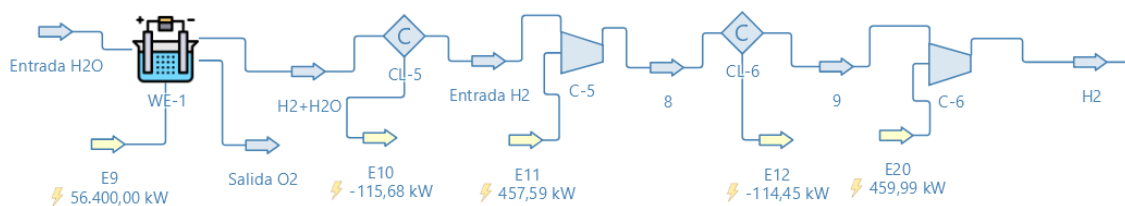


Figura 3-11- Separación del H₂ tras la electrólisis

A continuación, como se ve en la Figura 3-11, la corriente pasa por el enfriador “CL-5” para acondicionar la temperatura hasta los 50 °C ya que si entrase al compresor “CL-5” a los 103,894 °C con los que sale del electrolizador, la temperatura a la salida del mismo sería demasiado elevada y peligrosa para el manejo del H₂ al ser un compuesto muy inflamable. Después pasa por dos etapas de compresión con enfriamiento intermedio para subir la presión hasta los 78 bar. Las condiciones de la corriente “H₂” para entrar a la siguiente etapa son la siguientes (Tabla 7):

Corriente	H ₂
Temperatura (°C)	121
Presión (bar)	78
Fracción másica H ₂	0,990625

Tabla 7-Condiciones de salida de la corriente H₂ después de la etapa de acondicionamiento [25]

➤ Corriente de CO₂:

Asimismo, el CO₂ podría estar suministrado por empresas las cuales han empleado algún proceso de obtención de CO₂ descrito anteriormente en el apartado 0. La pureza de dicho gas varía en función del proceso de captura por lo que asumiremos que se ha obtenido mediante el proceso DAC (Direct Air Capture) y que tiene una pureza del 100%.

Las condiciones de entrada del CO₂ a la etapa de acondicionamiento son las siguientes:

Corriente	Entrada CO ₂
Temperatura (°C)	25
Presión (bar)	1
Fracción másica CO ₂	1

Tabla 8-Condiciones de entrada del CO₂ al proceso de acondicionamiento [25]

A continuación, como se aprecia en la Tabla 8, la presión de la corriente de alimentación de CO₂ “Entrada CO₂” ha de comprimirse por lo que pasan por una o varias etapas de compresión. En la misma, se usan compresores con el objetivo de subir la presión de las corrientes y enfriadores para reducir la temperatura entre cada etapa de compresión ya que los gases al comprimirse se calientan. También, la reducción de temperatura resulta un factor importante ya que un exceso de temperatura compromete el consumo energético pues comprimir un fluido caliente requiere de más energía que uno frío.

Además, los materiales necesarios para aguantar temperaturas más altas implican mayores costes. Por ejemplo, en el caso de los compresores centrífugos la temperatura máxima de funcionamiento es de alrededor de 180 °C [36].

3.3.2.2 Análisis de las configuraciones

La sección de compresión resulta ser de las más costosas debido a que comprimir un gas es poco eficiente, por lo que parte de la energía suministrada se transforma en calor en lugar de presión. Por ello, se van a analizar distintas configuraciones de compresores e intercambiadores de calor.

Con el objetivo de reducir los gastos de mantenimiento y reparación de los compresores e intercambiadores de calor se suele usar el mismo tipo de compresor para cada etapa. Aplicando la condición de que todos los equipos son idénticos se calcula una relación de compresión igual para todos.

La relación de compresión mencionada depende de la presión de entrada al compresor, la presión de salida y el número de compresores totales. Se calcula con la ecuación (2) :

$$R_c = \left(\frac{P_n}{P_0} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (2)$$

Donde:

- R_c es la relación de compresión global
- P_0 la presión a la entrada (bar)
- P_n la presión de salida del compresor n (bar)
- n el número de compresores utilizados

En la realización del estudio de las distintas configuraciones de compresión se va a usar una base de cálculo usando los flujos de entrada de un artículo con valores que no son reales pero que dan una visión general de cuál es la mejor configuración [37].

Esta sección consta de compresores centrífugos y de enfriadores. El primer tipo de sistema trabaja con una eficiencia adiabática del 75% que está dentro del rango típico de estos compresores y el parámetro que marca su funcionamiento es la relación de compresión. Los enfriadores trabajan con una eficiencia del 100% y una caída de presión nula.

➤ Configuración de la corriente de entrada de CO₂:

La corriente inicial de CO₂ tiene una presión de 1 bar y se desea que la presión de salida sea de 78 bar por lo que se analizan las siguientes opciones:

1. Cuatro compresores con enfriamiento intermedio

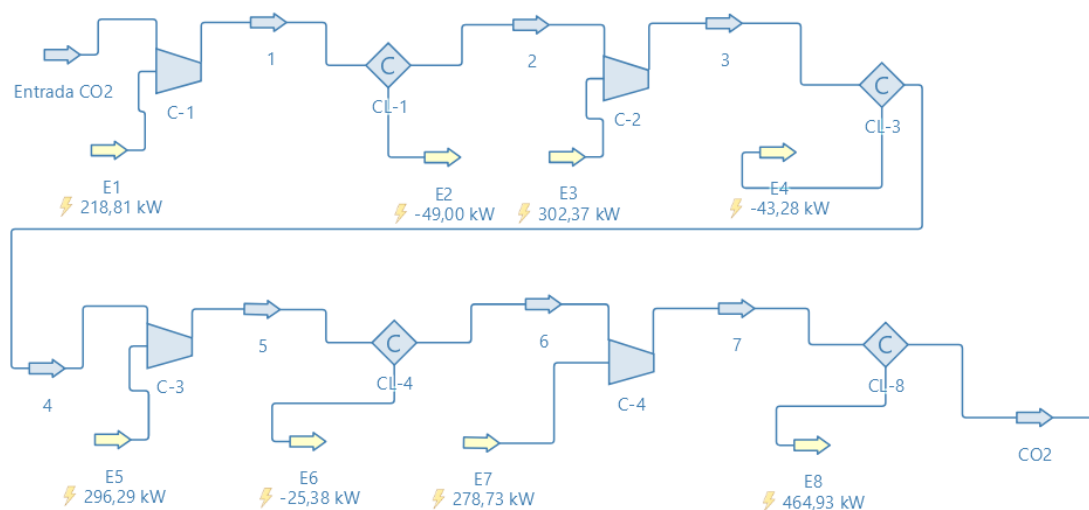


Figura 3-12- Disposición de cuatro compresores con enfriamiento intermedio

La Figura 3-12 muestra la etapa de acondicionamiento y compresión de la corriente de CO₂. Empleando la ecuación (2), se calcula una relación de compresión 2,97 para cada compresor. Con el objetivo de reducir costes de equipos y de operación, se reduce la temperatura de salida del compresor desde 166 °C (inferior a la máxima de referencia de 180 °C) hasta los 50°C empleando agua como refrigerante en el enfriador “CL-1”. Si la temperatura objetivo fuese menor a 50 °C habría que utilizar otro refrigerante más caro en lugar del agua.

2. Tres compresores con enfriamiento intermedio

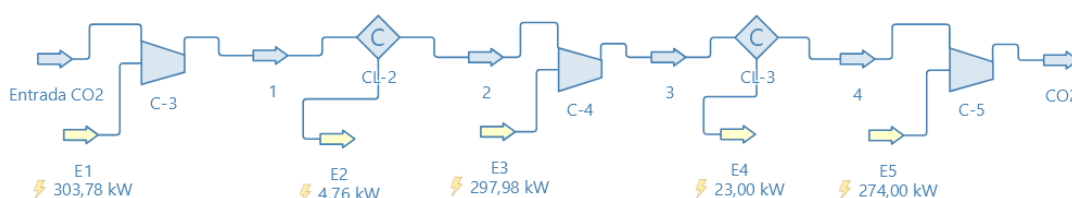


Figura 3-13- Disposición de tres compresores con enfriamiento intermedio

La Figura 3-13 muestra la etapa con tres compresores. Empleando la ecuación (2), se obtiene una relación de compresión de 4,27 para cada compresor. A continuación, se estipula los mismos 50 °C de temperatura de salida del flujo después de cada compresor igual que en el caso anterior. Sin embargo, debido a la mayor relación de compresión, la temperatura de salida de los compresores es mayor y alcanza los 206 °C, superando el límite de temperatura impuesto anteriormente de 180 °C.

Con el fin de disminuir la temperatura de salida de los compresores, se enfría la corriente hasta 25 °C en este caso empleando los enfriadores “CL-2” y “CL-3”. La temperatura de salida ahora alcanza los 170°C, lo cual está dentro del rango de temperatura máxima supuesta.

3. Dos compresores con enfriamiento intermedio

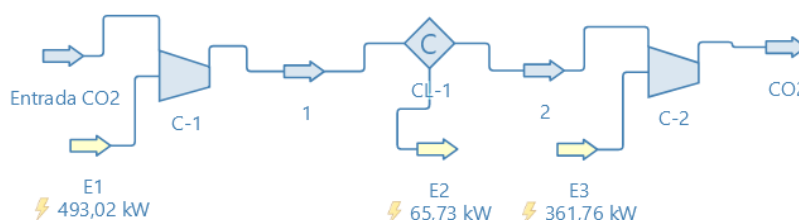


Figura 3-14- Disposición de dos compresores con enfriamiento intermedio

La Figura 3-14 muestra la etapa con dos compresores. Empleando la ecuación (2), se obtiene una relación de compresión de 8,83 para cada compresor. Al usar el mismo enfriamiento de 25 °C para las corrientes de salida de los dos compresores, la temperatura de salida de los mismos crece hasta los 252 °C que es muy superior a la máxima estipulada. Esta opción se descarta debido a que por mucho que se enfríe la corriente antes de entrar al compresor acaba superando la temperatura máxima de funcionamiento de 180 °C.

Prueba de ello es que al enfriar la corriente intermedia hasta los 0 °C la corriente de salida del compresor alcanza los 211 °C todavía. Además, enfriar la corriente por debajo de la temperatura ambiente requiere refrigeración mecánica activa, cuyo consumo eléctrico supera el ahorro obtenido en el trabajo de compresión, resultando en un balance energético negativo.

➤ Configuración de la corriente de entrada de H₂:

A continuación, para justificar la previa elección de dos etapas de compresión para la corriente de H₂, se estudia la corriente de entrada de H₂ que entra a una presión de 30 bar y debe salir a 78 bares.

1. Dos compresores con enfriamiento intermedio

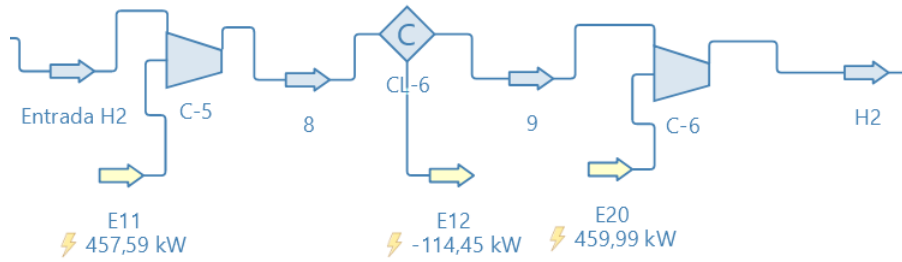


Figura 3-15- Disposición de dos compresores con enfriamiento intermedio

La Figura 3-15 muestra la etapa con dos compresores para el H₂. Empleando de nuevo la ecuación (2), se calcula una relación de compresión de 1,61 para cada compresor. El enfriamiento se ajusta a 50 °C para que la temperatura de salida del compresor no suba demasiado y se quede en 121 °C. Para el H₂, se elegirá este único caso ya que si se usase más etapas de compresión la temperatura ascendería y comprometería la seguridad debido a la alta inflamabilidad del H₂.

A continuación, se presentan los resultados en la Tabla 9:

Opciones	R_c	$T_{enfriamiento}(^{\circ}\text{C})$	$T_{salida}(^{\circ}\text{C})$
2 etapas CO ₂	8,83	0	211
3 etapas CO ₂	4,27	25	171
4 etapas CO ₂	2,97	50	166
2 etapas H ₂	1,61	50	121

Tabla 9-Resumen de opciones de compresión

3.3.2.3 Evaluación económica

Por último, se elige la opción más adecuada realizando un análisis económico de las diferentes opciones. Por ello, se proponen 20 años como periodo de amortización que es lo habitual para estos procesos. El cálculo económico se realiza con las fórmulas,(3),(4) y (5) :

$$TOTAL = CAPEX + OPEX \times \text{AÑOS} \quad (3)$$

$$OPEX = E \times P \quad (4)$$

$$CAPEX = N \times PC \quad (5)$$

Donde:

- “TOTAL” la inversión total (MM€)
- “CAPEX” es el coste de capital (MM€)
- “OPEX” son los gastos de operación (MM€/año)
- “AÑOS” número de años de amortización
- “E” es la energía total consumida por el proceso (kWh/año)
- “N” el número de compresores
- “P” es el precio medio de electricidad en España en 2026 (0,128 €/kWh) [38]
- “PC” el coste típico de un compresor centrífugo industrial ajustado para rangos de potencia de 200kW aproximadamente por unidad y presión de operación elevadas (250.000 €/unidad)[39]

En el coste de los compresores se ha incluido únicamente el coste de adquisición dejando fuera los de instalación.

Dado que DWSIM no dispone de librerías económicas integradas como el software ASPEN Plus, el análisis de CAPEX y OPEX de las etapas de compresión se ha realizado a partir de las potencias y condiciones operativas obtenidas de la simulación. Los resultados económicos de otros trabajos no son directamente comparables con los obtenidos en este trabajo ya que dependen del alcance del cálculo (coste de compra vs coste instalado y acondicionamiento de utilidades) y de las condiciones de enfriamiento.

Para llevar a cabo el análisis comparativo de las distintas etapas de compresión, es necesario tener de un valor de flujo molar de referencia que permita calcular las potencias asociadas a cada etapa. Dado que en esta fase del desarrollo del proceso el flujo de operación definitivo aún no ha sido obtenido - puesto que depende de los resultados de la simulación global que se presenta en apartados posteriores - se usa un flujo molar de 200 kmol/h como valor de referencia para este estudio previo. Este valor es orientativo y su finalidad es exclusivamente comparativa, permitiendo evaluar el impacto del número de etapas de compresión sobre el consumo energético y el coste asociado, con independencia del flujo final de operación.

Los resultados que se muestran en la Tabla 10, se han obtenido empleando las fórmulas (3), (4) y (5):

Opciones	Potencia total (kW)	CAPEX (MM€)	OPEX (MM€/años)	OPEX (MM€)	TOTAL (MM€)
2 etapas CO ₂	854,78	0,5	0,875	17,5	18
3 etapas CO ₂	875,76	0,75	0,897	17,94	18,69
4 etapas CO ₂	1096,69	1	1,123	22,46	23,46
2 etapas H ₂	917,22	0,5	0,939	18,78	19,28

Tabla 10- Opciones de compresión para CO₂ y H₂

Aunque teóricamente el aumento de número de etapas con enfriamiento intermedio debería de reducir el trabajo total de compresión al aproximarse a un proceso casi isotérmico, en la realidad no tiene por qué cumplirse. En la opción de compresión de 4 etapas, aparecen más pérdidas acumuladas debido a eficiencias isentrópicas menores al 100%, caídas de presión adicionales y pérdidas mecánicas.

En términos ideales, aumentar el número de etapas con enfriamiento intermedio puede reducir el trabajo específico de compresión, la selección final debe cumplir restricciones reales de operación. Por ello, aunque la opción de 4 etapas presente un CAPEX mayor y en este caso un mayor consumo eléctrico global, es la configuración con menor temperatura de descarga por etapa lo que da mayor vida útil a los equipos. Además, al tener una relación de compresión menor hay menor estrés mecánico en los compresores.

3.3.3 Mezcla de reactivos y precalentamiento de la corriente

La etapa de mezcla de reactivos es un punto clave en la simulación del proceso, ya que determina las condiciones de entrada al reactor por lo que influye directamente en la conversión de CO₂ y en la selectividad hacia metanol.

La corriente de H₂ procedente de la electrólisis del agua, el CO₂ comprimido y las dos corrientes adicionales de gases reciclados más adelante se mezclan empleando el equipo mezclador “MIX-1” (Figura 3-16) antes de acondicionarse mediante un calentador para entrar en el reactor de conversión.

Para este equipo, DWSIM permite seleccionar como se calcula la presión de salida, en este caso se ha seleccionado “Inlet Maximum” para que la presión de salida sea de 78 bar.

Como se puede observar en la Tabla 11, la corriente “Salida MIX-1” se calienta a continuación hasta los 220 °C ya que es la temperatura óptima para entrar al reactor. Así pues, la corriente “Entrada reactor” ya se encuentra en las condiciones deseadas para entrar a la sección de reacción.

Corriente	Entrada reactor
Temperatura (°C)	220
Presión (bar)	78

Tabla 11-Propiedades de la corriente justo antes de entrar al reactor

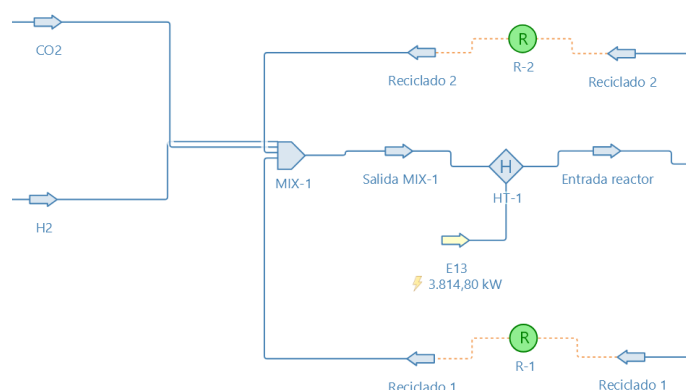


Figura 3-16-Sección de mezcla y acondicionamiento térmico anterior al reactor

3.3.4 Sección de reacción

En este apartado se describe la sección de reacción de la planta, en la que tiene lugar la síntesis de metanol a partir de H_2 y CO_2 . En primer lugar, se presenta una descripción general de esta etapa dentro del modelo de simulación. Después, se analizan las principales reacciones químicas involucradas en la formación de metanol y finalmente, se detallan las características y parámetros de operación del reactor empleado en la simulación.

3.3.4.1 Descripción de la sección

La sección de reacción es una de las partes principales de la planta ya que es donde la mezcla de CO_2 e H_2 mayoritariamente se convierte en metanol mediante hidrogenación. Como se observa en la Figura 3-17, para modelarlo en DWSIM se ha usado un reactor de equilibrio (REQ-1) debido a su capacidad para estimar el límite termodinámico de conversión bajo condiciones industriales de presión y temperatura.

Previo a la selección del modelo del reactor, se analizaron las alternativas disponibles en DWSIM, incluyendo reactores cinéticos tipo RFP (Reactor de Flujo en Pistón) o RTAC (Reactor de Tanque Agitado Continuo) y reactores de equilibrio. El uso de un modelo catalítico requiere de datos cinéticos detallados, parámetros de desactivación y características geométricas del lecho catalítico, información que no siempre es homogénea en la bibliografía y cuyo análisis excede el alcance de la presente simulación.

Debido a que el objetivo principal es la simulación integral de la planta y la evaluación del comportamiento global del proceso, se ha considerado metodológicamente más adecuado emplear un reactor de equilibrio, el cual permite estimar la conversión máxima alcanzable bajo condiciones industriales representativas sin introducir incertidumbres asociadas a parámetros cinéticos específicos.

Con este equipo, se puede estimar la conversión máxima alcanzable por termodinámica en las condiciones de operación, lo cual sirve para comparar casos y cuantificar el efecto del reciclado y la separación. En contraste con otras simulaciones en las que se usa reactores catalíticos o reactores multitubulares con cinética, el reactor de equilibrio no permite dimensionar el reactor ni evaluar efectos cinéticos o de catalizador. Sin embargo, como se ha explicado anteriormente, el reactor elegido es adecuado para el objetivo de la simulación de obtención de metanol verde.

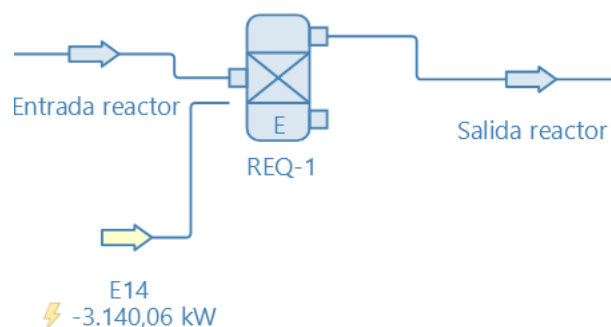
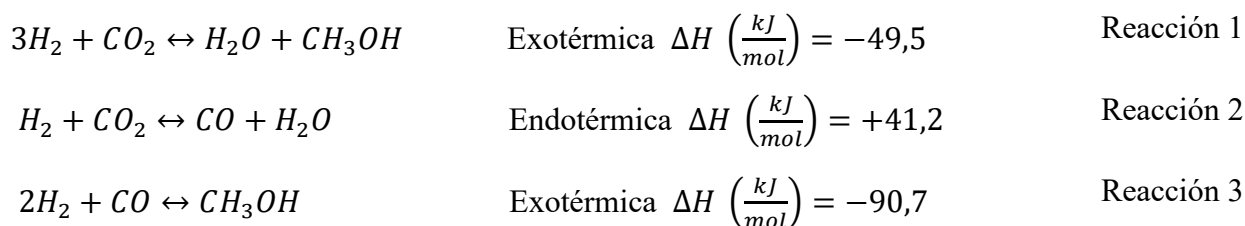


Figura 3-17- Reactor de conversión en DWSIM

3.3.4.2 Reacciones involucradas

Las tres reacciones involucradas en el reactor de equilibrio han de ser introducidas y configuradas con anterioridad en DWSIM para reproducir de forma realista la distribución de productos en equilibrio:



Estas tres reacciones describen el sistema químico principal implicado en la síntesis de metanol a partir de CO_2 y H_2 . La reacción (1) corresponde a la hidrogenación del CO_2 , que consiste en la adición de hidrógeno a una molécula que contiene carbono para formar un compuesto más reducido, en este caso metanol y agua. Esta es la reacción principal del proceso, ya que permite transformar el CO_2 capturado en el producto deseado.

La reacción (2), conocida como Reverse Water Gas Shift (RWGS), es una reacción secundaria en la que el CO_2 reacciona con H_2 para formar CO y agua. Aunque esta reacción no produce directamente metanol, es relevante porque genera CO , que puede participar posteriormente en la síntesis del alcohol.

Finalmente, la reacción (3) corresponde a la hidrogenación del monóxido de carbono, en la cual el CO reacciona con hidrógeno para formar metanol. En conjunto, estas reacciones describen el equilibrio químico del sistema y permiten representar de forma realista la distribución de productos en el reactor de síntesis de metanol.

3.3.4.3 Configuración del reactor

El reactor de equilibrio (REQ-1) se ha configurado en el modo “Define Outlet Temperature” fijando una temperatura de salida para el caso base de operación de 200 °C y una caída de presión de 0 bar. La presión de operación y temperatura del reactor es de 78 bar y 220 °C lo cual es coherente en el rango de presiones y temperaturas para procesos industriales.

Si bien en otros trabajos similares para la etapa del reactor se usa otro modelo termodinámico, como se observa en la Figura 3-18, para este caso se usará el mismo (Peng-Robinson) ya que es apropiado para mezclas gaseosas a alta presión con componentes como H₂, CO₂, CO y H₂O y metanol pudiendo cerrar los balances con consistencia termodinámica.

Figura 3-18- Parámetros del reactor de equilibrio

3.3.5 Sección de separación

En este apartado se describe la sección de separación del proceso, cuyo objetivo es separar los diferentes compuestos presentes en la corriente de salida del reactor y preparar el metanol para su posterior destilación. Primero, se presentan los criterios generales empleados para el diseño de la secuencia de separación. Después, se analiza la etapa inicial de separación gas-líquido que permite retirar los gases no reaccionados y por último se describe la preparación de la corriente líquida obtenida para su posterior tratamiento en la columna de destilación.

3.3.5.1 Descripción de la sección de separación

Tras la etapa de reacción, la corriente de salida contiene una mezcla de gases ligeros (H₂, CO₂, CO) y compuestos condensables (CH₃OH y H₂O). Con el objetivo de facilitar la posterior purificación por destilación, se implementa una etapa de separación gas-líquido mediante enfriamiento y flash.

En la sección de separación, se estudiará cuáles son los equipos y sus condiciones de operación óptimas para alcanzar una alta recuperación de los productos y la pureza necesaria. Con este objetivo, se siguen las reglas del pulgar que consisten en unas normas para aumentar la eficiencia de la separación. Las normas son las siguientes:

- ❖ Realizar la separación más difícil al final
- ❖ Favorecer la secuencia directa de separación
- ❖ Separar las fracciones más grandes al principio
- ❖ Favorecer las secuencias equimorales

Se plantea la siguiente ruta de separación que cumple con más reglas del pulgar:

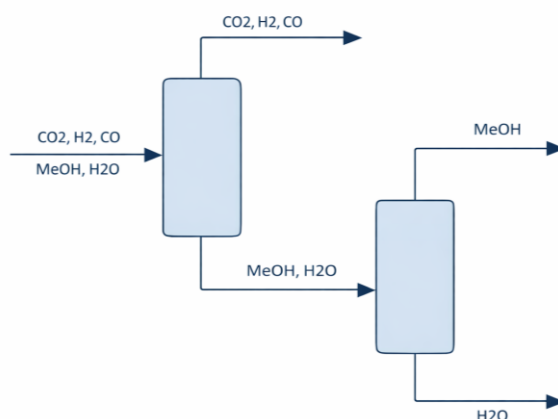


Figura 3-19- Esquema de separación de los productos tras la reacción

3.3.5.2 Separación gas-líquido inicial

En primer lugar, como se observa en la Figura 3-19, se separan los compuestos más ligeros e incondensables, que hacen que la temperatura de condensación de las torres disminuya mucho haciendo menor el coste de operación, en este caso son: CO_2 , H_2 y CO . También, estos gases son los que ocupan la mayor parte en la corriente de salida por lo que ya se cumple otra regla. Tras esto, no se separa la fracción más ligera porque deja de ser necesario en este proceso, ya que se recirculan los tres aumentando así la eficiencia del proceso.

Además, como después de esta separación solo quedan dos compuestos y salen equimolarmente del reactor al tener los mismos coeficientes estequiométricos y son los más difíciles de separar, aunque no se formen azeótropos, se cumple otra de las reglas del pulgar.

Para realizar la separación de la fracción más ligera y a la vez más voluminosa de la corriente de salida del reactor, se condensa la corriente de salida que está en fase gas. Como se puede observar en la Figura 3-20, el enfriador “CL-7” reduce la temperatura hasta los 25°C elegida como compromiso entre maximizar la condensación de metanol y agua y minimizar el consumo energético del sistema de refrigeración. Esta temperatura es la adecuada debido a que se pierde poco producto que con posterioridad se recirculará de nuevo al reactor y porque es una temperatura cómoda para condensar por los servicios generales.

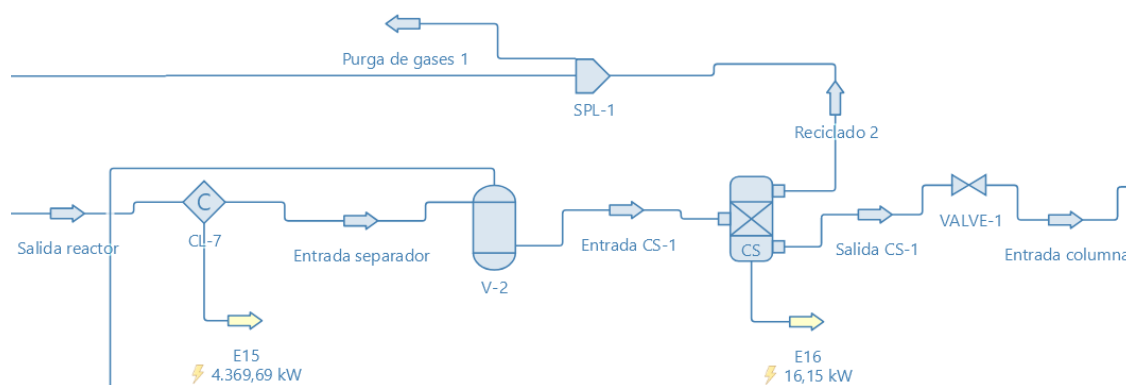


Figura 3-20-Sección de separación

Tras el enfriamiento, se forman dos fases, una gaseosa y otra líquida en la corriente “Entrada separador”, que se separan empleando un equipo Flash (V-2) que consiste en un depósito que separa corrientes bifásicas en dos corrientes diferentes con una sola fase. Por la corriente de gases se moverán los compuestos más volátiles como el H_2 , CO_2 y CO y por la de líquidos (corriente “Entrada CS-1”) los compuestos más pesados como el agua y el metanol en fase líquida.

3.3.5.3 Preparación de la corriente para destilación

Seguidamente, hay varias opciones posibles para proseguir con el proceso de separación y purificación del metanol pues a la salida líquida del primer flash todavía hay una buena proporción de CO_2 y CO que habría que eliminar. La opción escogida ha sido la del uso de un separador de compuestos “CS-1”. Este equipo se usa como unidad de especificación para representar de forma más simplificada la etapa de separación previa a la destilación, equivalente a una etapa industrial de enfriamiento, condensación y separación gas-líquido.

Como se puede observar en la Figura 3-21, se ha fijado una eficiencia del 99% en la extracción de los componentes que no sean metanol y agua con el fin de representar un proceso real pero no ideal, ya que en la corriente siempre van a quedar compuestos no deseados. Este proceso permite asegurar una corriente de alimentación formada mayoritariamente por metanol y agua en estado líquido (“Salida CS-1”) para su posterior separación en la columna de destilación. La corriente “Reciclado 2” compuesta por los gases no reaccionados se recirculan al proceso de reacción mediante un bloque de reciclado como se explicará en mayor profundidad en el siguiente subapartado.

CS-1 (Compound Separator)

Información general

Objeto: CS-1

Estado: Calculado (03/03/2026 19:23:30)

Vinculado a:

Conexiones

Flujo de entrada: Entrada CS-1

Outlet Stream 1: Reciclado 2

Outlet Stream 2: Salida CS-1

Flujo de energía: E16

Parámetros de cálculo

Separation Factors specified for: ☒ Outlet Stream 1 ☐ Outlet Stream 2

Compuesto	Spec	Valor	Unidades
Hydrogen	% Inlet Mass F...	99	%
Carbon dioxide	% Inlet Mass F...	99	%
Carbon monoxide	% Inlet Mass F...	99	%
Water	% Inlet Mass F...	0	%
Methanol	% Inlet Mass F...	0	%
Oxygen	% Inlet Mass F...	99	%

Figura 3-21- Parámetros del separador de compuestos

Asimismo, una vez se obtiene a la salida del separador de compuestos la corriente deseada llamada “Salida CS-1”, se baja la presión de 78 bar a 1 bar mediante una válvula “VALVE-1” con el fin de preparar la corriente con la presión adecuada antes de entrar en la columna de destilación. De esta forma, al bajar la presión más cerca del punto donde se controla la fase facilita que cualquier vapor generado por la expansión se gestione inmediatamente en el equipo posterior garantizando así que la columna recibe la alimentación a la presión adecuada.

La estrategia de separación adoptada prioriza la eliminación temprana de gases no condensables, permitiendo reducir la carga de la columna de destilación y mejorar la eficiencia global del proceso

3.3.6 Purificación por destilación

Tras la etapa de reacción y separación, la corriente líquida está compuesta mayoritariamente por metanol y agua con unas pequeñas trazas de gases disueltos. Con el fin de obtener metanol con pureza

del 99% para su uso industrial en buques, se añade una etapa de purificación mediante destilación fraccionada usando una columna de destilación en DWSIM.

3.3.6.1 Descripción de la etapa

La etapa de destilación se selecciona como método de separación debido a la diferencia de volatilidad entre el metanol y el agua, siendo esta la operación industrial más empleada para este tipo de sistemas binarios.

Los parámetros de entrada resultantes de la etapa de separación y acondicionamiento de la corriente para su entrada en la columna son los siguientes (Tabla 12):

Corriente	Entrada columna
Temperatura (°C)	27,3588
Presión (bar)	1
Fracción volumétrica (líquido total)	1

Tabla 12-Parámetros de entrada a la columna de destilación

En el ámbito industrial, la purificación de metanol procedente de la hidrogenación del CO₂ se realiza mediante columnas de destilación en una o varias etapas, dependiendo de la pureza objetivo. En este caso la separación se lleva a cabo en la columna de destilación convencional “DCOL-1”, modelada en DWSIM mediante un modelo de equilibrio etapa a etapa. Como se puede observar en la Figura 3-22, a la salida de la columna existen tres corrientes: purga de gases, metanol destilado y aguas destiladas.

La primera corriente, corresponde a la purga de gases no condensables. Estos gases proceden principalmente de los compuestos ligeros presentes en la corriente de alimentación, como H₂, CO₂ o CO que no se condensan en el condensador de cabeza. La purga es necesaria para evitar la acumulación de gases inertes en la parte superior de la columna, lo que podría reducir la eficiencia de la condensación, alterar el equilibrio vapor-líquido y dificultar la operación estable del sistema.

La corriente de metanol destilado corresponde al producto de metanol resultante con pureza superior al 99%. Debido a que el metanol es más volátil que el agua, se concentra en la parte superior y se recupera por ahí.

La corriente inferior de aguas residuales corresponde a los fondos de destilación, formados en su mayoría por agua junto con pequeñas trazas de metanol que no se han separado por completo. Como el agua es menos volátil, se concentra en la corriente inferior y se extrae como una corriente acuosa residual.

3.3.6.2 Funcionamiento de la columna de destilación

La separación del metanol y el agua se fundamenta en la diferencia entre sus puntos de ebullición a presión atmosférica; 100 °C para el agua y 65,7 °C para el metanol. Debido a que los compuestos forman una mezcla no ideal con desviaciones positivas respecto a la ley de Raoult, no presentan azeótropo a presión atmosférica, lo que permite su separación mediante destilación convencional.

La columna de destilación está compuesta por dos partes principales: el condensador y el recalentador.

El condensador es el equipo que está en la parte superior de la columna que enfría los vapores que salen por la corriente de arriba “purga de gases”. Su objetivo es condensar parte del vapor para generar el destilado y el reflujo. El condensador parcial permite eliminar los gases no condensables presentes en la corriente de cabeza (H₂ y CO₂ principalmente), mientras que el metanol se condensa y se recupera como destilado.

De forma análoga, el recalentador está situado en el fondo de la columna y su objetivo es suministrar calor al líquido de fondo para generar vapor. Este vapor asciende por la columna y permite el contacto vapor líquido facilitando la separación de los componentes.

3.3.6.3 Configuración de la columna de destilación

Los parámetros de la columna de destilación son los siguientes:

- 20 etapas
- Tipo de condensador: parcial
- Ratio de reflujo: 1,5
- Ratio del recalentador: 2
- Caída de presión en la columna: 0,1 bar

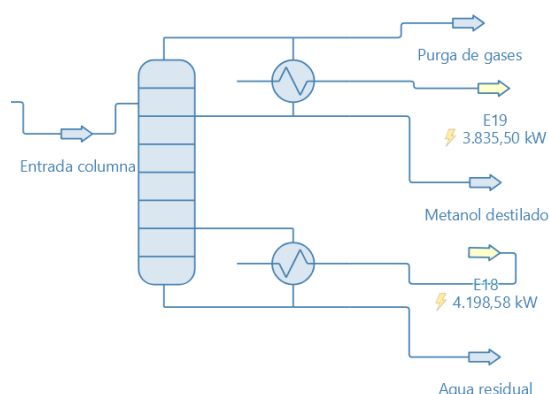


Figura 3-22- Columna de destilación en DWSIM

El ratio del recalentador indica la cantidad de vapor generado respecto al flujo de producto en el fondo. Se ha elegido el ratio del recalentador =2 porque garantiza una adecuada generación en el fondo de la columna garantizando así el contacto vapor líquido entre las etapas y la eficiencia de la separación.

La caída de presión se ha configurado como 0,1 bar a lo largo de la columna para representar de forma realista las pérdidas de presión debidas al paso del vapor a través de las bandejas y elementos internos. Además, este valor es típico en columnas de destilación industriales de tamaño moderado pues permite simular las pérdidas de presión sin variar significativamente el equilibrio de fases.

Para la selección del número de etapas y el ratio de reflujo adecuados se ha realizado un estudio de sensibilidad analizando como variaba la producción de metanol, la pureza y la energía consumida por la columna en función de los mismos.

Para analizar el número de etapas óptimo, se fijó el ratio de reflujo en 1,5 y se obtuvieron datos del metanol líquido destilado y su porcentaje de pureza. Como se puede observar en la Figura 3-23, se comprueba que el número de etapas óptimo es 20 ya que al continuar subiendo etapas apenas incrementa la producción de metanol, y solo incrementarían los costes de construcción de la columna. Además, la pureza del metanol por la columna no varía, habiendo alcanzado ya la deseada.

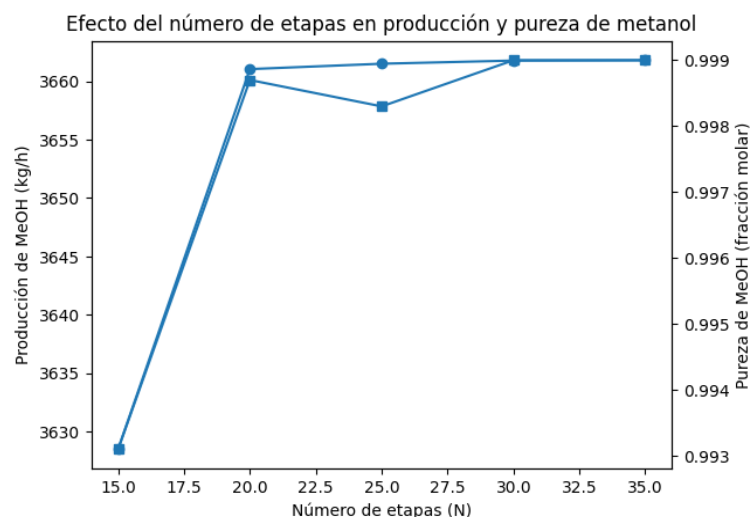


Figura 3-23- Efecto del número de etapas en la producción y pureza del metanol destilado

Una vez fijado el número de etapas en 20, se realizó un barrido del ratio de reflujo para observar el flujo de metanol por la corriente destilada y por las aguas residuales, así como su fracción molar con el fin de optimizar la producción y minimizar las pérdidas. Como se puede observar en la Figura 3-24, el reflujo es inversamente proporcional a la producción de metanol destilado por lo que, a mayor reflujo, menor metanol destilado. Por otro lado, valores menores de $RR=1,5$ incrementan la cantidad de metanol destilado, pero provocan una disminución de la pureza (96,5%), estando por debajo de la pureza objetivo. También se aprecia que la pureza del metanol aumenta con el reflujo, llegando a no variar después del valor de 1,5 y fijándose en torno al 99% sin variaciones.

Por lo tanto, se selecciona $R = 1,5$ como punto de operación óptimo al ser el menor valor que permite cumplir la especificación de pureza de metanol (99%) minimizando simultáneamente el consumo energético de la columna y las pérdidas de metanol por la corriente de aguas residuales.

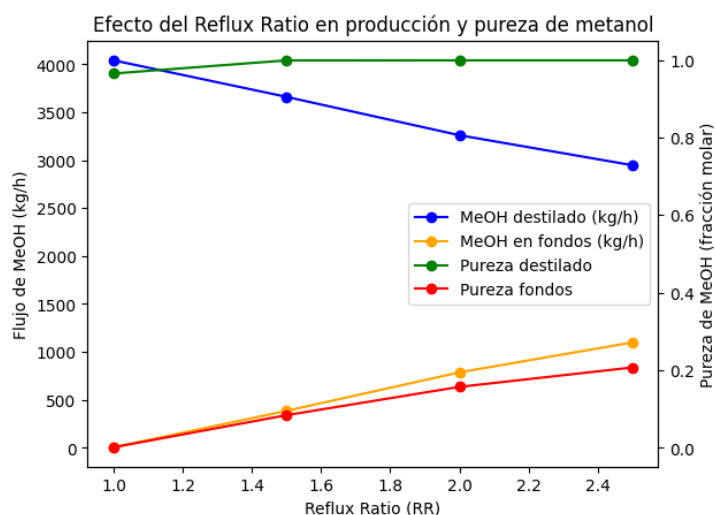


Figura 3-24- Producción de metanol y su pureza en función del ratio de reflujo

Asimismo, se analizó la energía consumida por la columna de destilación en función del número de etapas y del ratio de reflujo como se puede observar en la Figura 3-25. La gráfica muestra que el consumo energético disminuye hasta aproximadamente las 20 etapas, a partir de donde la mejora es ínfima. Por otro lado, el aumento del reflujo incrementa considerablemente la energía por lo que se selecciona $RR=1,5$ y 20 etapas como compromiso entre eficiencia energética y pureza del producto.

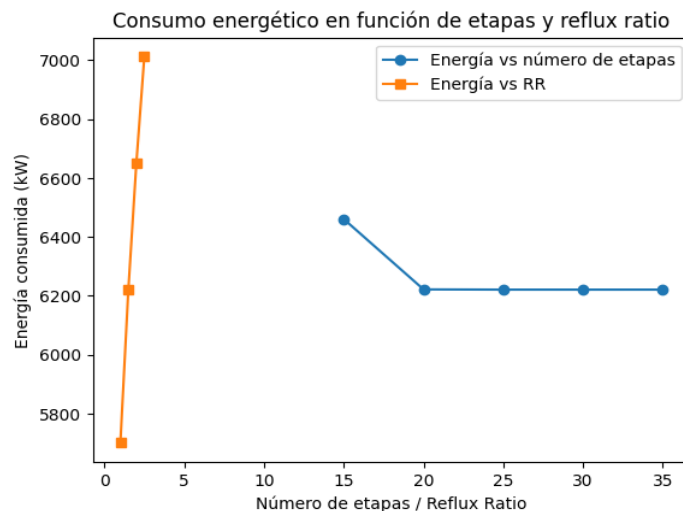


Figura 3-25-Consumo energético de la columna en función del número de etapas y el ratio de reflujo

3.3.7 Reciclado de gases

Tras la etapa de reacción y la posterior separación gas-líquido, la corriente gaseosa obtenida está compuesta mayoritariamente por hidrógeno no reaccionado, dióxido de carbono en exceso, pequeñas cantidades de monóxido de carbono y trazas de inertes. Dado que la conversión por pasada en la síntesis de metanol a partir de CO_2 e H_2 está limitada termodinámicamente, una fracción significativa de los reactivos permanece sin reaccionar a la salida del reactor. Debido a esto, como se observa en la Figura 3-26, se emplean dos flujos de reciclado de gases: R-1 y R-2 a lo largo de la simulación con el objetivo de aumentar la conversión global del proceso y mejorar su eficiencia material.

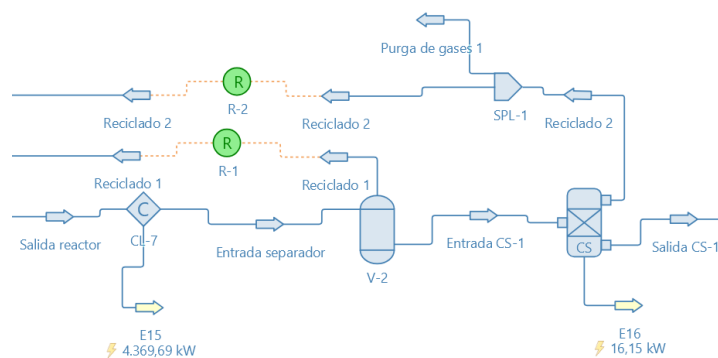


Figura 3-26- Reciclado de gases R-1 y R-2

En la simulación, como se ha mencionado anteriormente, la corriente gaseosa resultante del “flash V-2” se recircula de nuevo con el nombre “Reciclado R-1” al mezclador “MIX-1” donde se mezclará con las corrientes iniciales de H_2 y CO_2 y volverá a la etapa de reacción. Esta corriente reciclada tiene mucha cantidad de gases ligeros la cual no conviene desechar ya que supondría pérdidas económicas y una mayor contaminación al medio ambiente.

Por otra parte, tras el separador compuesto “CS-1”, la corriente “Reciclado R-2” en fase gas y líquido y compuesta mayoritariamente por gases ligeros sin reaccionar, se recircula nuevamente hacia la entrada del reactor con el “MIX-1”, mezclándose con los reactivos frescos y con la corriente “Reciclado R-1”.

Asimismo, en el mismo reciclado (Figura 3-27), se incorpora una corriente de purga mediante un separador “SPL-1” con el fin de evitar la acumulación progresiva de gases inertes dentro del circuito, permitiendo el correcto funcionamiento del reactor y el sistema y garantizando su estabilidad. Con el fin de representar una purga realista pero no excesiva, se establece una extracción del 5% de la corriente reciclada.

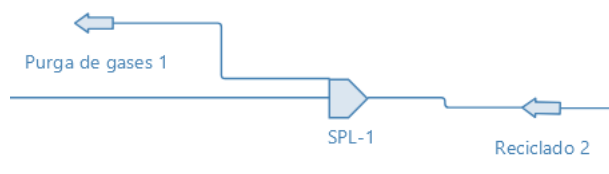


Figura 3-27- Purga de gases 1 de la corriente Reciclado 2

El reciclado de gases, aumenta la conversión global de los reactivos ya que permite a los gases como el H_2 y el CO_2 que no reaccionaron al pasar por primera vez, tengan otra oportunidad de reaccionar en ciclos posteriores. Este proceso permite una mayor producción de metanol sin necesidad de incrementar el consumo de gases iniciales además de mejorar la eficiencia del proceso y reducir pérdidas de reactivos.

3.4 Criterios de cálculo y variables de análisis

Para la simulación del proceso de producción de e metanol se han establecido una serie de criterios de cálculo y condiciones operativas que permiten representar de forma simplificada el funcionamiento de una planta industrial. Estas hipótesis se han adoptado con el objetivo de facilitar el análisis técnico y energético del proceso mediante el software de simulación DWSIM.

En primer lugar, se considera que el proceso opera en régimen estacionario, por lo que no se tienen en cuenta variaciones temporales en los caudales ni en las condiciones de operación. De este modo, todas las corrientes de proceso y equipos se analizan bajo condiciones constantes de temperatura, presión y composición.

Por otra parte, la producción de H_2 se modela mediante un electrolizador alcalino, el cual descompone electroquímicamente el agua para producir H_2 y O_2 . Los parámetros de dicho equipo, como el número de celdas, el voltaje total y la eficiencia eléctrica, se han seleccionado dentro de los rangos típicos de estos procesos. Los parámetros mencionados permiten representar el comportamiento energético del sistema y estimar el consumo eléctrico asociado a la producción de H_2 .

La síntesis de metanol se modela mediante un reactor de equilibrio con las tres reacciones principales configuradas en su interior. Este proceso permite estimar la composición de equilibrio del sistema en función de las condiciones de operación, sin necesidad de incorporar modelos cinéticos detallados del catalizador. Las condiciones de funcionamiento del reactor se han seleccionado en rangos típicos de los procesos industriales de síntesis de metanol.

Para la etapa separación de metanol y agua en la corriente líquida procedente del reactor, se emplea una columna de destilación. De nuevo, los parámetros del equipo, como el número de etapas, la relación de reflujo y las condiciones de presión, se han seleccionado mediante un análisis previo de sensibilidad y conforme a los valores habituales en procesos de separación metanol-agua.

A partir de los criterios de cálculo y de las condiciones operativas definidas en este capítulo, se procede a analizar el comportamiento del proceso simulado. En el capítulo siguiente se presentan los resultados obtenidos en la simulación, incluyendo los balances de materia y energía, el consumo energético del sistema y la producción de metanol alcanzada en las condiciones de operación consideradas.

3.5 Vista del modelo general

En este apartado se presenta una vista general del modelo completo desarrollado en el software de simulación DWSIM. En la siguiente figura se muestra la simulación de la planta que integra todas las etapas descritas anteriormente, incluyendo la producción de H_2 mediante electrólisis, el acondicionamiento y compresión de las corrientes, la síntesis de metanol y las posteriores etapas de separación, purificación y reciclado de gases.

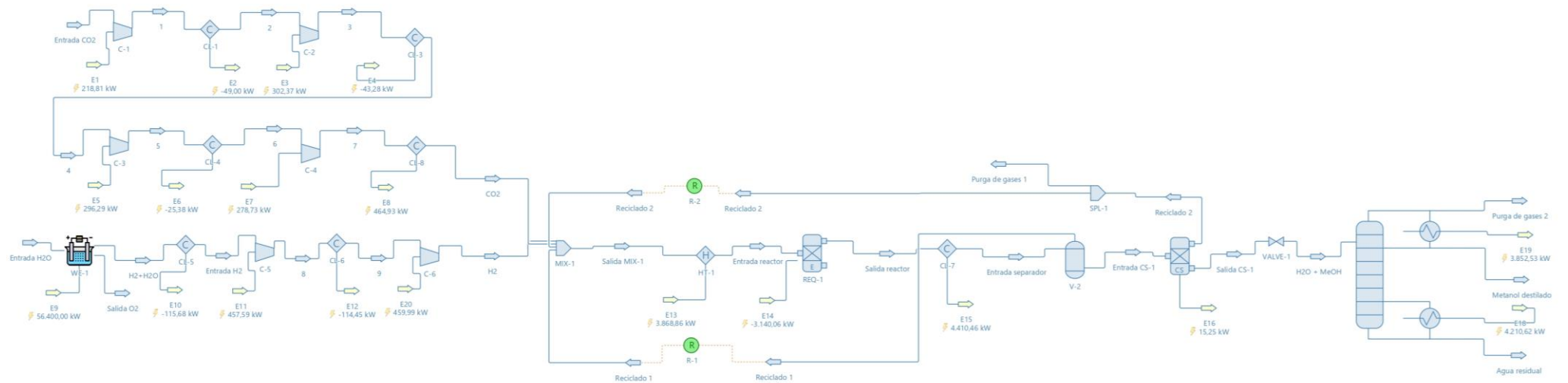


Figura 3-28- Vista del modelo general desarrollado en DWSIM

4 SIMULACIÓN DEL PROCESO Y CASO PRÁCTICO

4.1 Introducción al caso de estudio

El objetivo de este apartado es evaluar la capacidad de la planta para suministrar metanol verde como combustible alternativo a fragatas tipo F-100 de la Armada Española. Para ello, se plantea un escenario en el que la planta se sitúa en las proximidades de la base naval, generando el combustible necesario para su almacenamiento y posterior uso a bordo de los buques.

En este caso de estudio se analiza la demanda energética de la planta propulsora de la fragata y se estima la cantidad de metanol requerida para su operación. De este modo, se establece una relación directa entre la producción simulada de la planta y el consumo del buque, lo que permite evaluar la capacidad del sistema propuesto para cubrir dicha demanda en un escenario hipotético de operación con metanol.

Finalmente, se desarrolla el caso práctico completo junto con un análisis económico, con el fin de valorar la viabilidad técnica y económica del uso de este combustible.

4.2 Especificaciones del caso práctico

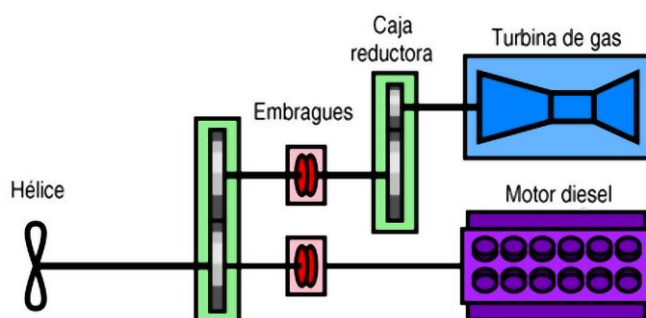


Figura 4-1- Esquema de una hélice con CODOG

Las fragatas F-100 constituyen unas de las principales plataformas navales de combate de la Armada Española. Cuentan con un sistema de propulsión CODG (Combined Diesel or Gas)- representado en la Figura 4-1- combinando motores diésel para navegación de crucero optimizando el consumo, y turbinas de gas para alcanzar altas velocidades en situaciones de ataque o evasión. Esta configuración permite optimizar el consumo de combustible en distintas situaciones operativas. Más concretamente, el sistema de propulsión esta compuesto por dos motores diésel Navantia-Bazán Bravo 12V y una turbina de gas General Electric LM500.

En términos de potencia, cada motor diésel proporciona aproximadamente 4,5 MW, mientras que la turbina de gas alcanza calores en torno a 23 MW. De esta forma, el buque puede alcanzar velocidades de 28-29 nudos. Sin embargo, en condiciones de navegación de crucero, típicamente transita entre 12 y 18 nudos donde el consumo es menor y el sistema de propulsión funciona mediante los motores diésel.

El combustible empleado por estos buques es el diésel naval (Marine Gas Oil, MGO), el cual se caracteriza por tener una elevada densidad energética y es el combustible principal en el sector marítimo militar. Desde el punto de vista energético, este combustible presenta un poder calorífico de aproximadamente 42-43 MJ/kg significativamente superior al del metanol (19,9 MJ/kg).

Esta diferencia implica que, para una misma demanda energética, el volumen de combustible requerido en el caso del metanol será considerablemente mayor. Los valores energéticos y parámetros operativos empleados en este estudio se han seleccionado a partir de datos bibliográficos y de estudios previos, así como de supuestos de operación representativos de una fragata tipo F-100 en condiciones reales de servicio.

A partir de estas características, se procede a estimar la demanda energética del buque:

4.3 Resultados de la simulación

En este apartado se presentan los principales resultados obtenidos a partir de la simulación del proceso de producción de metanol verde desarrollado en el capítulo anterior. A partir de las condiciones de operación y de los parámetros de diseño definidos, se analizan las corrientes de proceso, los consumos energéticos y los balances de materia del sistema, identificando las magnitudes más relevantes para su evaluación.

Asimismo, se realiza una validación de los resultados obtenidos mediante su comparación con valores de referencia, con el objetivo de comprobar la coherencia del modelo. Finalmente, se aplica el modelo al caso práctico planteado, permitiendo dimensionar de forma preliminar la planta de producción de metanol y evaluar su viabilidad técnica dentro del escenario considerado.

4.3.1 Definición del escenario de cálculo

Para el desarrollo del presente trabajo se definen una serie de condiciones operativas representativas que permiten estimar la demanda energética del buque y, a partir de ella, dimensionar la planta de producción de metanol necesaria para su abastecimiento. Entre los parámetros considerados se incluyen la velocidad de navegación, el tiempo de operación continuo y el consumo de combustible asociado al sistema de propulsión del buque.

Para evaluar si la planta podría abastecer una fragata de este tipo, se va a plantear un escenario en el que navega de forma continua durante dos semanas sin repostaje. Teniendo en cuenta las velocidades a las que puede navegar la fragata tanto con motores diésel como con turbina, se concretarán los datos específicos junto con los consumos, velocidad media de navegación y condiciones para el estudio:

Para ello, se adopta la siguiente hipótesis de operación, teniendo en cuenta el uso combinado de motores diésel y turbina de gas:

- 80% del tiempo a 16 nudos con motores diésel
- 20% del tiempo a 24 nudos con turbina de gas
- Duración total: 14 días: 336h

Para ello, se adopta la siguiente hipótesis de operación, teniendo en cuenta el uso combinado de motores diésel y turbina de gas:

$$t_{diesel} = 0,80 \times 336 = 268,8 \text{ h}$$

$$t_{turbina} = 0,20 \times 336 = 67,2 \text{ h}$$

La distancia recorrida navegando a los regímenes estipulados será:

$$D = 16 \times 268,8 + 24 \times 67,2 = 5913,6 \text{ mn}$$

Por tanto, la velocidad media equivalente durante la misión resulta ser de 17,6 nudos con la hipótesis de operación. Este valor es coherente con datos de fuentes abiertas, que sitúan la velocidad de crucero en torno a 18 nudos y una autonomía aproximada de 5000 millas náuticas, lo que valida la representatividad del escenario adoptado para el análisis.

4.3.2 Resultados principales del proceso

Conociendo las potencias de los motores diésel y las turbinas, se realiza una estimación de la potencia propulsiva para analizar el consumo de combustible. También se calcula la relación másica y volumétrica entre el diésel marino convencional y el metanol con el fin de calcular un consumo diario aproximado de metanol de una fragata F-100. Tras este cálculo, se obtienen los flujos de materias primas requeridos en la simulación y el consumo energético global de la planta.

4.3.2.1 Cálculo del consumo diario de metanol de una fragata F-100

Como no se dispone de las curvas detalladas de carga, se emplea la fórmula (6) :

$$P \propto v^3 \quad (6)$$

La potencia total disponible con los motores diésel es:

$$P_{diesel,max} = 2 \times 4,5 = 9 \text{ MW}$$

Tomando de referencia 18 nudos como velocidad máxima con los motores diésel:

$$P_{16} = 9 \times \left(\frac{16}{18}\right)^3 = 6,32 \text{ MW}$$

La potencia total disponible con las dos turbinas es:

$$P_{turbinas,max} = 2 \times 23 = 46 \text{ MW}$$

Tomando de referencia 29 nudos como velocidad máxima:

$$P_{24} = 46 \times \left(\frac{24}{29}\right)^3 = 26,07 \text{ MW}$$

El consumo de combustible MGO para las dos configuraciones -donde $0,185 \frac{kg}{kWh}$ y $0,227 \frac{kg}{kWh}$ son los consumos específicos de combustible para el motor diésel y la turbina de gas respectivamente- es el siguiente:

Tramo con diésel:

$$m_{diesel} = 6329 \text{ kW} \times 0,185 \frac{kg}{kWh} = 1170,9 \frac{kg}{h}$$

$$m_{diesel} = 1170,9 \times 268,8 \text{ h} = 314728 \text{ kg} \approx 314,7 \text{ t}$$

Tramo con turbina:

$$m_{turbina} = 26070 \text{ kW} \times 0,227 \frac{kg}{kWh} = 5917,9 \frac{kg}{h}$$

$$m_{turbina} = 5917,9 \text{ kg/h} \times 67,2 \text{ h} = 397682 \text{ kg} \approx 397,7 \text{ t}$$

Por lo tanto, el combustible aproximado equivalente MGO para las velocidades propuestas y 14 días es:

$$m_{MGO,total} = 314,7 + 397,7 = 712,4 \text{ t}$$

A continuación, se calcula la conversión másica equivalente a metanol para estimar la necesidad de dicho combustible:

La relación másica entre el MGO y metanol, calculada con la densidad energética es:

$$\frac{42,7 \text{ MJ}}{19,9 \text{ MJ}} = 2,15$$

La masa de metanol necesaria para navegar 14 días a los regímenes establecidos es:

$$m_{MeOH} = 712,4 \text{ t} \times 2,15 = 1531,7 \text{ t}$$

El volumen de combustible requerido para el MGO y metanol se calcula empleando la fórmula (7):

$$V = \frac{m}{\rho} \quad (7)$$

Para el MGO, con una $\rho_{MGO} = 860 \text{ kg/m}^3$:

$$V_{MGO} = \frac{712400 \text{ kg}}{860 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 828,4 \text{ m}^3$$

Para el metanol, con una $\rho_{MeOH} = 791 \text{ kg/m}^3$

$$V_{MeOH} = \frac{1531700 \text{ kg}}{791 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1936,4 \text{ m}^3$$

Como se puede observar, sí es posible alimentar la fragata con metanol, pero se necesita mayor cantidad debido a que su poder calorífico es mucho menor que el del MGO. En términos de masa y volumen, se requiere aproximadamente:

- 2,15 veces más de combustible
- 2,34 veces más volumen de tanque

Combustible	Masa requerida (t)	Volumen (m^3)
MGO	712,4	828,4
Metanol	1531,7	1936,4

Tabla 13- Masa y volumen requerido para alimentar una fragata F-100

La Tabla 13 muestra la masa y volumen aproximado necesario para alimentar una fragata F-100 durante 14 días de navegación a una velocidad media de 17,6 nudos. Estos resultados son debidos a la menor densidad energética del metanol en comparación con el MGO, ya que para proporcionar la misma energía se requiere una cantidad de combustible significativamente mayor. Asimismo, el volumen necesario de metanol sería más del doble que el requerido por el MGO, lo que tendría importantes implicaciones en el diseño y capacidad de los tanques de almacenamiento.

Según los cálculos obtenidos de metanol en masa, para la fragata F-100 y una navegación de 14 días, se consumiría la siguiente cantidad de metanol:

$$m_{\text{día MeOH,1 fragata}} = \frac{1531,7}{14} = 109,4 \frac{\text{t}}{\text{día}} = 4,56 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

4.3.2.2 Cálculo de materias primas requeridas

Conociendo el consumo de una fragata, se ha decidido dimensionar la planta para producir 150 t/día ya que en una instalación realista se deben tener en cuenta márgenes operativos, posibles paradas de mantenimiento, así como la disponibilidad de reservas estratégicas de combustible en el arsenal. Asimismo, se adopta una capacidad superior al consumo estimado con el fin de garantizar la operatividad del sistema. Una planta con capacidad de 150 t/día permitiría cubrir completamente el consumo estimado de 109,4 t/día y generar un excedente aproximado de 40,6 t/día, destinado al almacenamiento como reserva estratégica en base.

$$m_{MeOH\text{ producción}} = 150 \frac{t}{día} \approx 6,25 \frac{t}{h}$$

Una vez conocida la cantidad requerida de metanol aproximada, se calcula la cantidad de materias primas de H_2O y CO_2 necesarias en la simulación de la planta manteniendo la relación estequiométrica más favorable de $H_2: CO_2 = 3:1$. Por cada mol de CO_2 se necesitan 3 moles de H_2 , y para generar este H_2 , 3 moles de H_2O .

El flujo molar de $MeOH$ producido teniendo en cuenta su número másico y la producción necesaria será:

$$M_{MeOH} = 32,04 \frac{kg}{kmol}$$

$$n_{MeOH} = \frac{6250\text{ kg/h}}{32,04\text{ kg/kmol}} = 195,07\text{ kmol/h}$$

El flujo molar de CO_2 de entrada a la planta debido a la relación estequiométrica con $MeOH$ será:

$$1\text{ mol } CO_2 : 1\text{ mol } MeOH$$

$$n_{CO_2} = 195,07 \frac{kmol}{h}$$

Y el flujo másico de entrada del CO_2 :

$$M_{CO_2} = 44,01 \frac{kg}{kmol}$$

$$\dot{m}_{CO_2} = 195,07 \times 44,01 = 8584,97 \frac{kg}{h} \approx 8,58\text{ t/h}$$

El flujo molar de H_2O de entrada para producir el H_2 sería el siguiente teniendo en cuenta la relación estequiométrica:

$$3\text{ mol } H_2O : 1\text{ mol } MeOH$$

$$n_{H_2O} = 3 \times 195,07 = 585,21 \frac{kmol}{h}$$

Y el flujo másico de entrada de H_2O :

$$M_{H_2O} = 18,015 \frac{kg}{kmol}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 585,21 \times 18,015 = 10542,55 \frac{kg}{h} \approx 10,54\text{ t/h}$$

El flujo molar de H_2 necesario en la simulación teniendo en cuenta la relación estequiométrica sería:

$$1\text{ mol } CO_2 : 3\text{ mol } H_2$$

$$n_{H_2} = 3 \times 195,07 = 585,21 \frac{kmol}{h}$$

Y el flujo másico de entrada de H_2 :

$$M_{H_2} = 2,016 \frac{kg}{kmol}$$

$$\dot{m}_{H_2} = 585,21 \times 2,016 = 1179,78 \frac{kg}{h} \approx 1,18 t/h$$

Por lo tanto, según los cálculos, para producir 6,25 t/h de metanol, teóricamente habría que tener los siguientes flujos de entrada:

$$\dot{m}_{CO_2} = 8,58 \frac{t}{h}$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 10,54 \frac{t}{h}$$

$$\dot{m}_{H_2} = 1,18 \frac{t}{h}$$

Compuesto	Flujo molar (kmol/h)	Flujo másico (t/h)
CO_2	195,07	8,58
H_2O	585,21	10,54
H_2	585,21	1,18

Tabla 14- Flujos de los compuestos de entrada

Estos valores representan los requerimientos teóricos mínimos del proceso. En una planta real, estos flujos serían superiores debido a limitaciones de conversión, pérdidas en el sistema y necesidades de recirculación de reactivos no convertidos.

4.3.2.3 Consumo energético

El análisis energético del proceso se ha realizado a partir del resumen de balances de energía obtenido en DWSIM, donde se cuantifica el consumo o generación de energía de cada equipo de la planta. El consumo energético total es de 55000 kW.

El consumo energético específico de la planta es un parámetro muy importante para evaluar el proceso ya que indica cuánta energía se necesita para producir una unidad de metanol. Se calcula con la fórmula (8):

$$E_{esp} = \frac{P_{total}}{\dot{m}_{MeOH}} \quad (8)$$

$$E_{esp} = \frac{55\,023,9 \text{ kW}}{5768,3 \frac{kg}{h}}$$

$$E_{esp} = 9,54 \text{ MWh/t}$$

Este valor significa que para producir una tonelada de metanol se requieren unos 9,54 MWh/t de energía eléctrica.

El electrolizador alcalino “WE-1” es el equipo con mayor consumo energético al requerir 56400 kW para su funcionamiento. Con una eficiencia del 70%, se encuentra dentro del rango típico de eficiencia

de dichos equipos en el ámbito industrial. La producción de H_2 es por ello el proceso más intensivo energéticamente hablando.

El segundo grupo de equipos con mayor consumo energético corresponde a los compresores utilizados en la etapa de acondicionamiento de reactivos, necesarios para elevar la presión del hidrógeno y del dióxido de carbono hasta las condiciones de operación del reactor (78 bar). Los compresores presentan eficiencias adiabáticas del 75%, valor típico en compresores centrífugos industriales.

Por otra parte, los equipos de intercambio térmico también contribuyen al consumo energético, entre los que destacan los enfriadores asociados a la etapa de reacción y separación. El enfriador CL-7, encargado de condensar la corriente de salida del reactor antes de la separación gas-líquido, presenta una carga térmica de aproximadamente 4,41 MW, siendo el intercambiador de mayor potencia dentro de la planta.

En comparación, la columna de destilación (DCOL-1) presenta un consumo energético moderado, del orden de 366 kW, asociado principalmente al condensador y al recalentador. Este valor resulta bajo en relación con otras etapas del proceso. El nivel de consumo obtenido confirma que la etapa de destilación opera dentro de rangos esperables para este tipo de procesos, sin constituir un cuello de botella energético dentro del conjunto de la planta.

En conjunto, los resultados muestran que el proceso está fuertemente dominado por el consumo energético de la electrólisis, lo que condiciona de forma directa la viabilidad económica del sistema. Este hecho resalta la importancia de disponer de electricidad de bajo coste y origen renovable para la implantación de este tipo de tecnologías.

A continuación, se presenta un resumen de los principales consumos energéticos de la planta:

Equipo	Tipo	Eficiencia	Consumo energético (-kW), generación energética (+ kW)
WE-1	Electrolizador alcalino	70	-56400
CL-7	Enfriador	100	4411,982
HT-2	Calentador	100	-3846,422
REQ-1	Reactor de equilibrio	-	-3140,116
C-1	Compresor	75	-1011,115
CL-4	Enfriador	100	-615,423
C-5	Compresor	75	-600,342
MIX-1	Mezclador de flujo	-	-466,378
DCOL-1	Columna de destilación	-	-366,338

Tabla 15- Consumos energéticos principales en la simulación

4.3.3 Balance global de materia

El error relativo del balance de materia mide la diferencia entre la masa total que entra y la que sale del sistema. En una simulación siempre aparece una pequeña desviación debido a redondeos numéricos del software. Conociendo los flujos másicos de las corrientes iniciales, sacamos la masa total de entrada:

- Entrada CO_2 : 8584,93 kg/h
- Entrada H_2O : 10542,38 kg/h

$$\dot{m}_{entrada} = 8584,93 + 10542,38 = 19127,31 \text{ kg/h}$$

Y como corrientes de salida finales, están las siguientes:

- O₂: 9253,82 kg/h
- Metanol destilado: 5793,35 kg/h
- Agua residual: 3553,18 kg/h
- Purga gases 1: 348,611 kg/h
- Purga gases 2: 128,595 kg/h

$$\dot{m}_{salida} = 9353,82 + 5793,35 + 3553,18 + 348,611 + 128,595 = 19177,56 \text{ kg/h}$$

La diferencia de masa:

$$\Delta \dot{m} = 19177,56 - 19127,31 = 50,25 \text{ kg/h}$$

El error relativo:

$$\frac{50,25}{19127,31} \times 100 \approx 0,26\%$$

Este valor de error es bajo y se considera aceptable en simulaciones de procesos, indicando que el balance de materia está correctamente cerrado. La pequeña desviación observada se atribuye a redondeos numéricos y simplificaciones inherentes al software de simulación.

4.3.4 Aplicación al caso de la fragata F-100

El uso de metanol como combustible en buques requiere adaptar los sistemas de almacenamiento debido a sus propiedades físico-químicas, especialmente su menor densidad energética volumétrica en comparación con combustibles marinos tradicionales como el MGO. Por ello, resulta necesario analizar el volumen de almacenamiento requerido y la posible adaptación de los tanques de combustible en una fragata tipo F-100.

Como se aprecia en la Tabla 13, para la misma energía proporcionada por el MGO, se necesitaría 2,34 veces el volumen del tanque. En consecuencia, se requiere redimensionamiento de los nuevos espacios de almacenamiento de combustible.

Por ello, se habría de seguir las directrices de la EMSA (European Maritime Safety Agency) en la guía MSC.1/Circ.1621. La EMSA recomienda que los tanques de metanol dispongan de sistemas de ventilación adecuados, doble contención y sistemas de detección de fugas, debido a la toxicidad y alta inflamabilidad del combustible.

En cuanto a la disposición de los tanques de metanol a bordo, las normativas marítimas recomiendan que estos se sitúen en zonas protegidas del buque, separadas de espacios habitables y de equipos que puedan representar fuentes de ignición. Habitualmente se emplean tanques de doble pared ubicados en zonas estructuralmente reforzadas del casco o en compartimentos específicos destinados al almacenamiento de combustibles alternativos.

En el caso de una fragata tipo F-100, la instalación de tanques de metanol requeriría adaptar los espacios actualmente destinados al almacenamiento de combustibles convencionales y habilitar compartimentos adicionales que permitan albergar el mayor volumen necesario. Estas modificaciones deben garantizar en todo momento la seguridad operativa del buque y el cumplimiento de las normativas marítimas aplicables.

En consecuencia, el uso de metanol como combustible en una fragata tipo F-100 es técnicamente viable, pero implica una desventaja considerable en términos de volumen de almacenamiento, lo que puede afectar a la autonomía del buque o requerir modificaciones estructurales importantes. No obstante, estas limitaciones pueden ser asumibles en el contexto de la descarbonización del transporte marítimo,

siempre que se adopten soluciones de diseño adecuadas que permitan integrar este combustible de forma segura y eficiente. Este análisis pone de manifiesto que la limitación principal del metanol no es su viabilidad técnica, sino su integración volumétrica en plataformas existentes

4.3.5 Validación del modelo

A continuación, se va a proceder con la validación del modelo creado con el objetivo de comprobar la coherencia de los resultados obtenidos en la simulación. Para esto, una vez conociendo los flujos iniciales de entrada de las materias primas, se analiza los balances de materia, los consumos energéticos, la pureza y cantidad de metanol obtenidos, para verificar que los valores obtenidos son coherentes con la estequiometría y tienen sentido dentro de los rangos típicos de procesos similares.

4.3.5.1 Validación del proceso de electrólisis

A partir del flujo de agua obtenido se puede estimar la potencia eléctrica requerida para el proceso de electrólisis en la simulación. Con 10,54 t/h de agua entrante al electrolizador, el equipo consumiría unos 56 400 kW, lo cual es un valor coherente con la estimación preliminar adoptada durante el desarrollo. La Figura 4-2 muestra el electrolizador con la potencia requerida:

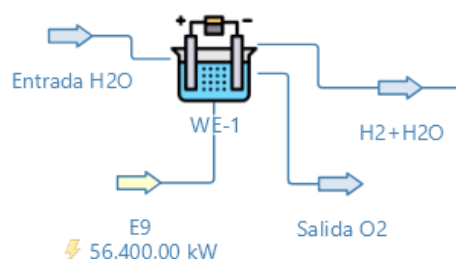


Figura 4-2- Módulo del electrolizador simulado

Por ello, el electrolizador se configura al final con un voltaje total de 1070 V y 1927 celdas conectadas lo que corresponde a 1,8 V por celda, dentro del rango habitual para estos electrolizadores.

4.3.5.2 Validación de la simulación

A continuación, se va a proceder con la validación de la simulación. Para ello, se introducirán los flujos iniciales de CO_2 y H_2O resumidos en la Tabla 14 y se analizarán los resultados obtenidos.

La corriente de alimentación fresca al reactor está compuesta por 585,2 kmol/h de H_2 y 195,07 kmol/h de CO_2 , lo que corresponde aproximadamente a una relación molar $H_2/CO_2 \approx 3$, consistente con la estequiometría de la reacción principal de síntesis de metanol:



A partir de estas condiciones de alimentación, se producen 5766,67 kg/h de metanol destilado, lo que equivale a aproximadamente 180 kmol/h de CH_3OH con una pureza del 99,6%. La Tabla 16 muestra las propiedades (temperatura, presión, fracción molar y flujo másico y molar) de las tres corrientes de salida de la columna de destilación:

Corriente	Purga de gases 2	Metanol destilado	Agua residual
Temperatura (°C)	54,4255	54,4255	96,8827
Presión (bar)	1,01325	1,01325	1,11325
Flujo másico (kg/h)	128,595	5793,35	3553,18
Flujo molar (kmol/h)	3,6	180,756	188,819

Fracción molar $MeOH$	0,687977	0,995682	0,0572229
Flujo molar $MeOH$ (kmol/h)	2,47672	179,976	10,8048
Flujo másico $MeOH$ (kg/h)	79,3587	5766,76	346,205
Fracción molar CO_2	0,310589	0,00266696	6,08E-24
Flujo molar CO_2 (kmol/h)	1,11812	0,48207	1,15E-21
Flujo másico CO_2 (kg/h)	49,2079	21,2157	5,06E-20
Fracción molar H_2O	0,00031303	0,00164864	0,942777
Flujo molar H_2O (kmol/h)	0,00112692	0,298002	178,014
Flujo másico H_2O (kg/h)	0,0203018	5,36858	3206,98
Fracción molar H_2	0,0011207	1,96E-06	1,61E-31
Flujo molar H_2 (kmol/h)	0,00403452	0,00035477	3,03E-29
Flujo másico H_2 (kg/h)	0,00813312	0,00071517	6,11E-29

Tabla 16- Propiedades de las corrientes a la salida de la columna de destilación

La diferencia entre la producción teórica de metanol propuesta (6,25 t/h) y la obtenida en la simulación (5,77 t/h) se debe a que el cálculo inicial se basa en condiciones estequiométricas ideales, asumiendo conversión completa de los reactivos. Sin embargo, en la simulación del proceso se tienen en cuenta las limitaciones reales del sistema, como conversiones incompletas en el reactor, la presencia de reacciones secundarias, así como pérdidas asociadas a las etapas de separación, purga de gases y destilación. Por ello, la producción final de metanol se reduce hasta valores coherentes con una conversión global del proceso inferior al 100%, lo cual valida el comportamiento realista del modelo desarrollado.

➤ Conversión global del metanol

Considerando que el máximo teórico de producción de metanol estaría limitado por el flujo de CO_2 alimentado (195,07 kmol/h), el proceso alcanza una conversión global aproximada del 92–93% respecto al límite estequiométrico. Este valor resulta coherente con procesos industriales de síntesis de metanol que operan con reciclado de gases no reaccionados para incrementar la conversión global del proceso:

$$n_{CH_3OH,teorico} = 195,07 \frac{kmol}{h}$$

$$n_{CH_3OH,real} = 179,976 \frac{kmol}{h}$$

$$X_{global} = \frac{179,976}{195,07} \times 100 = 92,3\%$$

Desde el punto de vista del balance global de materia, los productos del proceso se distribuyen principalmente en tres corrientes: metanol destilado (5793,35 kg/h), agua residual (3553,18 kg/h) y una corriente de purga gaseosa (128,595 kg/h) compuesta mayoritariamente por CO_2 y H_2 no reaccionados junto con pequeñas trazas de metanol. La existencia de una purga es necesaria para evitar la acumulación progresiva de gases ligeros en el circuito de reciclado, lo que podría afectar negativamente a la estabilidad del proceso.

➤ Conversión global del CO₂

Asimismo, el reciclado de gases permite reintroducir en el reactor parte de los reactivos no convertidos, aumentando la eficiencia global de utilización del H₂ y del CO₂. Según la Tabla 17, el CO₂ sale del de las siguientes corrientes:

Corriente	Entrada CO ₂	Salida O ₂	Purga de gases 1	Purga de gases 2	Metanol destilado	Agua residual
Fracción molar	1	0	0,997265	0,310589	0,00266696	6,08486E-24
Flujo molar (kmol/h)	195,07	0	7,92028	1,11812	0,48207	1,14894E-21

Tabla 17- Balance molar del CO₂ en la planta

$$n_{\text{CO}_2, \text{salida}} = 7,92028 + 1,11812 + 0,48207 = 9,52047 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$X_{\text{CO}_2} = \frac{195,07 - 9,52047}{195,07} \times 100 = 95,12\%$$

Este resultado demuestra que aproximadamente el 95,12% del CO₂ fresco alimentado es consumido globalmente en el proceso, bien para formar metanol o para participar en las reacciones secundarias del reactor.

En conjunto, los resultados obtenidos muestran una conversión coherente con la termodinámica del proceso y la concentración final de metanol satisface los requisitos de pureza, lo que valida la simulación desarrollada. La Tabla 18 muestra un resumen de los parámetros más destacados de la planta:

Parámetro	Resultado
Producción metanol (kg/h)	5766,76
Pureza metanol (%)	99,6
Conversión CO ₂ (%)	95,12
Conversión global MeOH (%)	92,3%

Tabla 18-Resumen de resultados para parámetros de conversión y pureza

4.4 Evaluación económica

Para evaluar la viabilidad económica preliminar del proceso, se ha realizado un balance económico simplificado basado en el coste de las principales materias primas y el valor del producto obtenido. El consumo energético neto de la planta se obtiene a partir del balance energético global de DWSIM, considerando la suma de los consumos eléctricos de todos los equipos del proceso.

4.4.1 Cálculo del coste específico del metanol

El balance energético global de la simulación muestra los siguientes datos:

- Consumo energético total: 55 MW
- Producción de metanol destilado: 5768,3 kg/h
- Hipótesis de operación: 8000 h/año
- Precio medio de la electricidad en España 2026: 128 €/MWh

La producción anual de la planta será:

$$\dot{m}_{MeOH} = 5768,3 \frac{kg}{h} \times \frac{8000h}{año} = 46\,146\,400 \frac{kg}{año} = 46\,146 \frac{t}{año}$$

El consumo y coste anual de electricidad sería:

$$E = 55\,MW \times 8000 \frac{h}{año} = 440\,000 \frac{MWh}{año} = 440 \frac{GWh}{año}$$

$$C_{elec} = 440\,000 \frac{MWh}{año} \times 128 \frac{€}{MWh}$$

$$C_{elec} = 56\,320\,000 \frac{€}{año}$$

Por tanto, el coste específico del metanol se calcula con la fórmula (9):

$$C_{MeOH} = \frac{C}{\dot{m}_{MeOH}} \quad (9)$$

$$C_{MeOH} = \frac{56\,320\,000 \frac{€}{año}}{46\,146\,000 \frac{kg}{año}}$$

$$C_{MeOH} = 1,221 \frac{€}{kg} = 1220,74 \frac{€}{t}$$

La coherencia de esta estimación se confirma al compararla con valores bibliográficos. IRENA sitúan el coste actual de producción del e-metanol en un rango del orden de 800–1600 USD/t, fuertemente dependiente del precio de la electricidad, del hidrógeno y del CO₂ capturado. El coste específico obtenido en esta simulación, de aproximadamente 1220 €/t, puede considerarse alto frente al metanol convencional, por lo que actualmente no es competitivo. Sin embargo, se encuentra dentro de los rangos esperados para el e-metanol, lo que indica que es coherente a nivel técnico, pero económicamente limitado por el elevado coste de la electricidad y del hidrógeno verde.

Asimismo, para completar el análisis económico del proceso, resulta necesario estimar el coste de las materias primas principales, en particular el CO₂ y el hidrógeno, lo que se desarrolla en el siguiente apartado:

4.4.2 Análisis económico de la captura de CO₂

A continuación, se analizará el coste actual de captura de CO₂:

Tras analizar en los apartados anteriores las diferentes tecnologías de captura de CO₂, es necesario considerar el impacto económico asociado. Cabe destacar que muchas de estas tecnologías aún se encuentran en fases de desarrollo o de despliegue inicial, por lo que los valores económicos presentados en este apartado deben interpretarse como estimaciones aproximadas.

El coste de la captura de CO₂ depende de diversos factores, siendo uno de los más determinantes la concentración de dióxido de carbono presente en la corriente de gas de origen. Asimismo, influyen otros aspectos como el consumo energético del proceso, la necesidad de vapor u otras utilidades y la localización de la instalación. Cuando el CO₂ se encuentra en corrientes con baja concentración (aproximadamente entre el 3% y el 14%), los procesos de separación requieren tecnologías más complejas, lo que incrementa el coste por kilogramo de CO₂ capturado. Por el contrario, cuando el gas procede de corrientes más concentradas, como ocurre en algunos procesos industriales relacionados con el gas natural, la separación resulta más sencilla y, en consecuencia, el coste asociado suele ser menor.

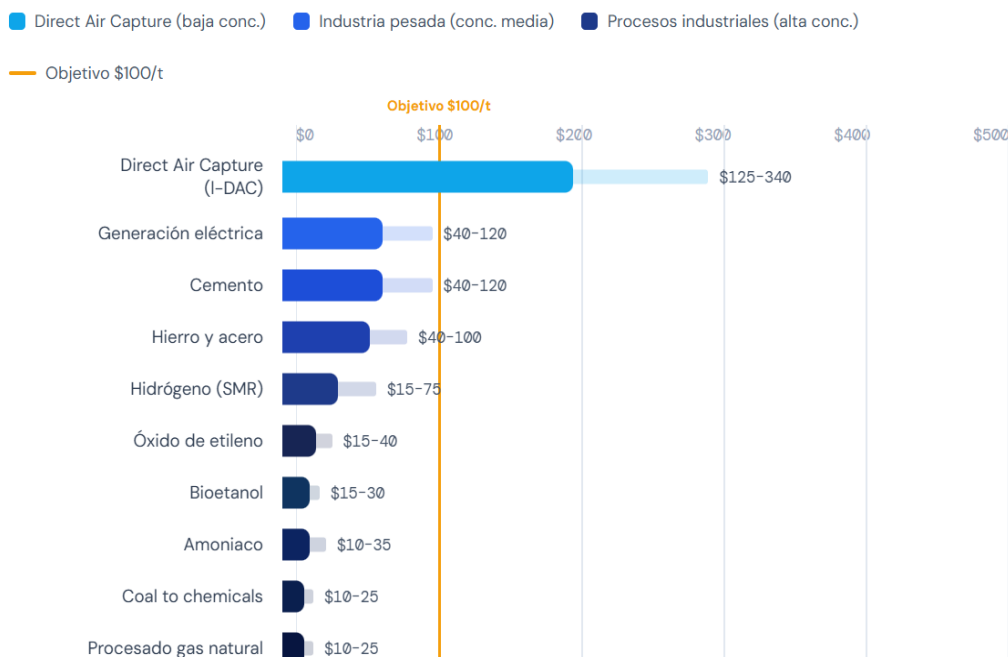


Figura 4-3-Coste (USD/tonelada) nivelado de captura de CO₂ por sector y concentración [40]

La Figura 4-3 muestra el coste de captura de CO₂ en función del sector y de la concentración de CO₂ en comparación con otras fuentes industriales. El mayor coste de CO₂ capturado proviene de la captura directa del aire ya que se requieren técnicas complejas para separar el dióxido de carbono de la atmósfera.

En este análisis se considera que el CO₂ se obtiene directamente del aire mediante captura directa (DAC). Habiendo visto el rango de precios para los distintos sectores, para este apartado, se utilizará un coste de 230 USD/ tonelada de CO₂ capturado con tecnología DAC ya que es el valor estimado por la IEA en 2025. Haciendo la conversión (1 USD = 0,92 €) se tiene el siguiente coste:

Precio CO₂ capturado: 210 €/tonelada CO₂

Este valor representa un coste elevado en comparación con otras fuentes de CO₂, lo que impacta directamente en el coste total de producción del metanol. No obstante, el uso de DAC permite una mayor flexibilidad geográfica y una reducción potencial de la huella de carbono del proceso, lo que puede resultar ventajoso en escenarios de descarbonización estricta.

4.4.3 Análisis económico de la sección de electrólisis

Por otro lado, el agua también se considera un recurso con coste, ya que debe ser suministrada al proceso para alimentar el electrolizador. A partir de esta agua se produce hidrógeno mediante electrólisis, el cual actúa como reactivo en la síntesis de metanol. De este modo, el coste asociado al hidrógeno queda implícitamente ligado al consumo de agua y al proceso de electrólisis necesario para su obtención.

De la simulación de la electrólisis se obtienen los siguientes datos:

- Flujo másico entrante de H₂O: 10542,7 kg/h
- Flujo molar entrante de H₂O: 585,21 kmol/h
- Potencia eléctrica consumida: 56400 kW
- Por estequiometría, producción de H₂: 585,21 kmol/h
- Producción másica de H₂: 1189 kg/h
- Eficiencia del electrolizador: 70%

El consumo específico de electricidad del electrolizador es:

$$\frac{56400 \text{ kWh/h}}{1189 \text{ kg H}_2/\text{h}} = 47,4 \frac{\text{kWh}}{\text{kg}} \text{ H}_2$$

Este valor resulta coherente con un electrolizador alcalino moderno según datos de la IEA [41].

A continuación, se asumen las siguientes hipótesis económicas, donde el CAPEX del electrolizador y OPEX fijo proceden del European Hydrogen Observatory :

- Horas de operación: 8.000 h/año
- CAPEX del electrolizador alcalino: 1666 €/kW
- OPEX fijo: 43 €/kW año
- Precio de electricidad renovable: 0,05 €/kWh
- Precio del agua: 0,0019 €/kg

La producción anual de H₂ será:

$$1189 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{8000 \text{ h}}{\text{año}} = 9\,512\,000 \text{ kg H}_2/\text{año}$$

El CAPEX será:

$$CAPEX = 56\,400 \text{ kW} \times 1666 \frac{\text{€}}{\text{kW}}$$

$$CAPEX = 93\,962\,400 \text{ €}$$

El OPEX fijo será:

$$OPEX_{fijo} = 56\,400 \text{ kW} \times \frac{43 \text{ €}}{\text{kW año}}$$

$$OPEX_{fijo} = 2\,425\,200 \text{ €/año}$$

El OPEX eléctrico será:

$$OPEX_{elec} = 56\,400 \text{ kW} \times \frac{8000 \text{ h}}{\text{año}} \times \frac{0,05 \text{ €}}{\text{kWh}}$$

$$OPEX_{elec} = 22\,560\,000 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

El OPEX de agua teniendo en cuenta que para producir 1 kg de H₂ se requieren estequiométricamente unos 9 kg de agua:

$$OPEX_{agua} = 9\,512\,000 \text{ kg} \frac{\text{H}_2}{\text{año}} \times 9 \times 0,0019 \text{ €/kg}$$

$$OPEX_{agua} = 162\,655 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Por lo tanto, el OPEX total anual:

$$OPEX_{total} = 2\,425\,200 + 22\,560\,000 + 162\,655$$

$$OPEX_{total} = 25\,147\,855 \text{ €/año}$$

El coste operativo estimado del H₂ se calcula con la fórmula (10):

$$Coste H_2 = \frac{OPEX_{total}}{Producción\ anual} \quad (10)$$

$$Coste H_2 = \frac{25\,147\,855}{9\,512\,000}$$

$$Coste H_2 = 2,64 \frac{\text{€}}{\text{kg}} H_2$$

Mientras que el coste medio estimado del H₂ incluyendo la inversión del electrolizador y suponiendo una vida útil de 20 años se calcula con la ecuación (11):

$$Coste H_2 = \frac{CAPEX + 20 \times OPEX_{total}}{20 \times Producción\ anual} \quad (11)$$

$$Coste H_2 = \frac{93\,962\,400 + 20 \times 25\,147\,855}{20 \times 9\,512\,000}$$

$$Coste H_2 \approx 3,14 \frac{\text{€}}{\text{kg}} H_2$$

El coste obtenido para el H₂ se encuentra dentro del rango típico para sistemas de electrólisis alcalina alimentados con electricidad renovable. Diversos informes europeos indican que el coste del H₂ verde depende principalmente del precio de la electricidad, el factor de utilización de la planta y la inversión del electrolizador.

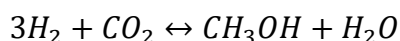
Estos resultados ponen de manifiesto que la electricidad es el principal factor económico del proceso. La IEA indica que el hidrógeno renovable producido por electrólisis sigue siendo entre 1,5 y 6 veces más costoso que el hidrógeno fósil no abatido, lo que explica que la síntesis de e-metanol esté hoy mayoritariamente condicionada por el coste de producción del hidrógeno.

Por ejemplo, el European Hydrogen Observatory sitúa los costes de producción del hidrógeno renovable en Europa generalmente entre 3 y 6 €/kg, dependiendo de las condiciones energéticas y económicas del proyecto. El valor entra en el extremo inferior de este rango debido a la hipótesis de suministro eléctrico renovable competitivo y a la elevada utilización anual del electrolizador.

En consecuencia, la competitividad del e-metanol depende en gran medida de la disponibilidad de electricidad renovable a bajo coste, así como de la reducción futura del CAPEX de los electrolizadores mediante economías de escala y avances tecnológicos.

4.4.4 Potencial económico

Con el fin de analizar si un proceso es viable se realiza un estudio preliminar en el que se valora el potencial económico de la hidrogenación catalítica del CO₂, cuya ecuación es la siguiente:



Reacción. 1

Para los cálculos, como se observa en la Tabla 19, se usarán los precios de H_2 y CO_2 obtenidos en el apartado anterior:

Materia prima	Precio (€/kg)
CO_2 capturado	0,21
H_2 de la electrólisis	3,14

Tabla 19- Precio de la materia prima empleada

A continuación, en la Tabla 20, se calcula el potencial económico, donde el precio unitario en €/kg del MeOH se ha obtenido del Mercado Europeo actual [42]:

	Reactivos		Producto
	CO_2	H_2	MeOH
Estequiometría	1	3	1
Peso molecular (kg/kmol)	44,01	2,016	32,04
Precio unitario (€/kg)	0,21	3,14	0,535
Coste (€)	9,2421	18,99072	17,1414
Beneficio por kmol introducido (€/kmol)			-11,09

Tabla 20- Potencial económico

En la Tabla 20 se comprueba que el proceso no sería rentable ya que el beneficio es de -11,09 €, pero hay que tener en cuenta que el precio del CO_2 se puede desestimar ya que se utilizará CO_2 capturado por lo que la tabla quedará de la siguiente forma:

	Reactivos		Producto
	CO_2	H_2	MeOH
Estequiometría	1	3	1
Peso molecular (kg/kmol)	44,01	2,016	32,04
Precio unitario (€/kg)	0	3,14	0,535
Coste (€)	0	18,99072	17,1414
Beneficio por kmol introducido (€/kmol)			-1.85

Tabla 21- Potencial económico sin precio del CO_2

En el segundo análisis, representado en la Tabla 21, se considera un coste nulo para el CO_2 , asumiendo que este procede de corrientes de captura de carbono asociados a estrategias de mitigación climática como la captura directa del aire (DAC). En este contexto, el CO_2 no se adquiere como materia prima comercial, sino que se valoriza como recurso, por lo que su coste puede considerarse despreciable dentro del balance económico del proceso.

Aun quitando el coste del CO_2 el proyecto no es rentable por lo que el precio del H_2 debería de bajar o el del MeOH subir para obtener un beneficio positivo. Este resultado se debe principalmente al elevado

coste actual del hidrógeno verde, que constituye el reactivo dominante en términos económicos dentro del proceso.

En conjunto, el análisis económico realizado muestra que el proceso de producción de metanol a partir de CO₂ e hidrógeno renovable presenta actualmente una viabilidad económica limitada bajo las condiciones consideradas. El elevado consumo eléctrico asociado principalmente a la etapa de electrólisis, junto con el coste actual del hidrógeno verde, constituyen los factores determinantes del coste de producción del metanol.

Sin embargo, diversos estudios indican que la reducción del precio de la electricidad renovable, el aumento de la eficiencia de los electrolizadores y el desarrollo de tecnologías de captura de CO₂ más económicas podrían mejorar significativamente la competitividad del e-metanol en los próximos años, posicionándolo como un combustible sintético prometedor para la descarbonización del transporte marítimo.

5 CONCLUSIONES Y LÍNEAS FUTURAS

En el presente trabajo se ha desarrollado la simulación de una planta de producción de metanol verde a partir de hidrógeno y dióxido de carbono mediante el software de simulación de procesos DWSIM. El objetivo principal ha sido analizar la viabilidad técnica de este proceso y evaluar su posible aplicación como combustible alternativo en buques de la Armada Española.

El análisis del contexto energético confirma que el metanol verde es una alternativa viable como vector energético en el proceso de descarbonización del transporte marítimo, especialmente en aquellos sectores donde la electrificación directa resulta limitada

La simulación del proceso ha permitido modelar las principales etapas de producción de e-metanol, incluyendo la generación de hidrógeno mediante electrólisis del agua, la síntesis de metanol a partir de dióxido de carbono e hidrógeno y las etapas posteriores de separación y purificación del producto mediante procesos de destilación y reciclado de gases no reaccionados. Para la simulación se ha empleado el modelo termodinámico Peng–Robinson, ampliamente utilizado en sistemas que contienen gases y compuestos orgánicos ligeros, lo que permite representar adecuadamente el comportamiento del sistema en las condiciones de operación con presiones y temperaturas elevadas así como operaciones con mezclas gaseosas.

Los resultados obtenidos permiten concluir que la producción de metanol verde mediante electrólisis del agua y captura de CO₂ es técnicamente viable, si bien su implantación a gran escala está actualmente condicionada por el elevado consumo energético del proceso, especialmente en la etapa de producción de hidrógeno. Asimismo, su aplicación en el ámbito naval se presenta como una alternativa prometedora, aunque su desarrollo dependerá de la evolución de los costes energéticos y de las políticas de descarbonización del sector marítimo.

5.1 Resultados de la simulación

Los resultados obtenidos muestran que el proceso requiere un consumo energético significativo, siendo la electrólisis del agua la etapa con mayor demanda eléctrica. Este elevado requerimiento energético pone de manifiesto la importancia de integrar fuentes de energía renovable en el suministro eléctrico del proceso, con el fin de garantizar que el combustible producido pueda considerarse realmente neutro en emisiones de carbono.

Además, los resultados obtenidos en la simulación permiten cuantificar el rendimiento del proceso de producción de metanol. Tras las etapas de reacción, separación y destilación, se obtiene una corriente final de metanol con una pureza aproximada del 99% en fracción molar, adecuada para su uso como combustible o para aplicaciones industriales. La planta simulada alcanza una producción de aproximadamente 5,7 t/h, lo que equivale a una producción anual cercana a 45.000 toneladas considerando un régimen de operación de 8.000 horas al año.

El proceso requiere un consumo eléctrico significativo asociado principalmente a la electrólisis del agua, con una demanda aproximada de 56,4 MW, lo que pone de manifiesto la importancia de integrar fuentes de energía renovable para garantizar la sostenibilidad del combustible producido. Estos resultados permiten dimensionar de forma preliminar la planta y evaluar su capacidad potencial para abastecer combustible sintético a buques que utilicen metanol como alternativa a combustibles fósiles tradicionales.

Desde el punto de vista de la aplicación naval, el metanol presenta diversas ventajas como combustible alternativo, entre las que destacan su facilidad de almacenamiento en estado líquido a temperatura ambiente y su menor impacto ambiental en comparación con combustibles fósiles tradicionales como el MGO. No obstante, su menor densidad energética volumétrica implica la necesidad de mayores volúmenes de almacenamiento a bordo, lo que debe tenerse en cuenta en el diseño o adaptación de los sistemas de almacenamiento de combustible en los buques.

Los resultados permiten estimar la capacidad de abastecimiento de una fragata tipo F-100 empleando la planta desarrollada y la hipótesis planteada. Queda patente que dicha producción de metanol verde sería factible de escalar para abastecer a un mayor número de unidades y generar reservas estratégicas.

En términos económicos, el análisis realizado indica que el coste de producción del e-metanol está fuertemente condicionado por el precio de la electricidad utilizada en la electrólisis y por el coste del hidrógeno verde. En las condiciones actuales de mercado, el proceso presenta costes de producción superiores a los de los combustibles fósiles convencionales. Sin embargo, la progresiva reducción del coste de las energías renovables y el desarrollo de tecnologías de electrólisis más eficientes podrían mejorar significativamente la competitividad del e-metanol en el futuro. El análisis económico confirma que actualmente no es competitivo, pero presenta un gran potencial a medio plazo.

En conjunto, los resultados obtenidos en este trabajo muestran que la producción de metanol verde mediante electrólisis del agua y captura de dióxido de carbono constituye una alternativa técnicamente viable para la obtención de combustibles sintéticos.

Para la Armada Española, podría ser una alternativa viable, aunque su implantación a gran escala depende en gran medida de la evolución de los costes energéticos y del desarrollo de políticas orientadas a la descarbonización del transporte marítimo. La planta podría fácilmente escalarse para generar más combustible y así alimentar una flota mayor de buques en el futuro, siempre y cuando se adaptasen los tanques de combustible y equipos de abordó.

En conjunto, el trabajo demuestra que la producción de e-metanol es técnicamente viable y escalable, aunque su implantación a corto plazo está limitada por el elevado coste energético asociado a la electrólisis.

5.2 Mejoras

El modelo desarrollado en este trabajo permite analizar de forma preliminar el comportamiento del proceso de producción de e-metanol; sin embargo, existen diversas mejoras que podrían implementarse para aumentar el grado de detalle y realismo de la simulación.

Una de las principales mejoras consistiría en incorporar modelos más avanzados para el electrolizador, incluyendo aspectos relacionados con el diseño electroquímico del sistema, las pérdidas eléctricas y el comportamiento dinámico del equipo. Esto permitiría estimar con mayor precisión el consumo energético asociado a la producción de hidrógeno.

Otra posible mejora sería optimizar el diseño de la columna de destilación empleada para la purificación del metanol, analizando el efecto de variables como el número de etapas, la relación de reflujo o las condiciones de presión y temperatura sobre la eficiencia de separación y el consumo energético del proceso.

Además, podría profundizarse en el estudio del reciclado de gases no reaccionados procedentes del reactor de síntesis, evaluando diferentes configuraciones de reciclado que permitan aumentar la conversión global del proceso y reducir las pérdidas de hidrógeno.

Por último, desde el punto de vista de la aplicación naval, sería interesante realizar un análisis más detallado de la adaptación de los sistemas de almacenamiento y suministro de combustible en buques que utilicen metanol, incluyendo aspectos relacionados con la seguridad, el diseño de los tanques de combustible y la autonomía operativa de los buques.

5.3 Líneas futuras

A pesar de los resultados obtenidos, existen diversos aspectos que podrían ser objeto de estudio en trabajos futuros con el fin de profundizar en el análisis del proceso y mejorar la precisión del modelo desarrollado.

En primer lugar, sería interesante incorporar modelos cinéticos más detallados para la síntesis de metanol, utilizando reactores catalíticos que tengan en cuenta las velocidades de reacción y la influencia de variables como la temperatura, la presión y la composición del gas de alimentación. Esto permitiría obtener una representación más precisa del comportamiento real de los reactores industriales de síntesis de metanol.

Otra posible línea de investigación consiste en el análisis más detallado de la integración energética del proceso, incluyendo estrategias de recuperación de calor entre las diferentes corrientes del sistema. La optimización del uso de la energía térmica podría reducir de forma significativa el consumo energético global de la planta.

Asimismo, sería relevante ampliar el análisis económico del proceso mediante la realización de un estudio técnico-económico más completo que incluya el dimensionamiento detallado de los equipos, los costes de inversión de toda la planta, los costes de operación y mantenimiento y la influencia de distintos escenarios de precios de electricidad renovable.

Finalmente, también podría estudiarse la integración directa de sistemas de generación renovable, como parques eólicos o plantas fotovoltaicas, con la planta de producción de hidrógeno y metanol. Este tipo de análisis permitiría evaluar con mayor detalle la viabilidad de producir combustibles sintéticos completamente descarbonizados para su uso en el sector marítimo.

6 BIBLIOGRAFÍA

En esta sección figurarán todas las referencias, sean recursos web, libros, artículos, etc., incluyendo la información de autores, título de la obra, nombre de la publicación, año, edición y enlace más fecha de último acceso en el caso de referencias a recursos online.

- [1] R. E. Kirk, *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol. 24. 2000.
- [2] S. Kang, F. Boshell, A. Goeppert, S. G. Prakash, I. Landälv, y D. Saygin, *Innovation outlook: renewable methanol*. Abu Dhabi: International Renewable Energy Agency, 2021.
- [3] S. S. Tabibian y M. Sharifzadeh, «Statistical and analytical investigation of methanol applications, production technologies, value-chain and economy with a special focus on renewable methanol», *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 179, n.º C, 2023, Accedido: 11 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://ideas.repec.org/a/eee/rensus/v179y2023ics1364032123001375.html>
- [4] «Future Fuels Engines». Accedido: 13 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.everllence.com/our-focus/future-technologies/future-fuels-engines>
- [5] «MIBGAS - Green Energy». Accedido: 12 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://greenenergy.mibgas.es/>
- [6] AdminB, «Conoce los tipos de electrolizadores que existen actualmente.», IDEAGREEN. Accedido: 12 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://ideagreen.es/hidrogeno-verde/tipos-de-electrolizadores/>
- [7] «Electrolizador: qué es, tipos y usos comunes», REPSOL. Accedido: 12 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.repsol.com/es/energia-avanzar/energia/electrolizador/index.cshtml>
- [8] «El Gobierno aprueba la Estrategia de Descarbonización a Largo Plazo, que marca la senda para alcanzar la neutralidad climática a 2050 | Idae». Accedido: 16 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.idae.es/noticias/el-gobierno-aprueba-la-estrategia-de-descarbonizacion-largo-plazo-que-marca-la-senda-para>
- [9] «Dióxido de carbono - NASA Ciencia». Accedido: 17 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://ciencia.nasa.gov/cambio-climatico/dioxido-de-carbono/>
- [10] JV, «Fossil fuel CO₂ emissions hit record high in 2025», Global Carbon Budget. Accedido: 16 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://globalcarbonbudget.org>
- [11] «Emisiones de CO₂: Cómo capturarlas y monetizarlas». Accedido: 16 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.ennomotive.com/es/emisiones-CO2-captura>
- [12] «Del biogás al mercado: el potencial del CO₂ biogénico en España». Accedido: 16 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.retema.es/articulos-reportajes/del-biogas-al-mercado-el-potencial-del-co2-biogenico-en-espana>
- [13] «EBA Statistical Report 2025», European Biogas Association. Accedido: 16 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.europeanbiogas.eu/news/eba-statistical-report-2025/>

- [14] V. J. Cortés y P. Renforth, «Tecnologías de captura de carbono: situación actual y perspectivas».
- [15] BBVA, «Tecnología CCUS: capturar, almacenar y usar el CO₂», BBVA NOTICIAS. Accedido: 17 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.bbva.com/es/sostenibilidad/que-es-y-como-funciona-la-tecnologia-ccus-para-capturar-almacenar-y-usar-el-co2/>
- [16] «Captura de CO₂ - Fundación Ciudad de la Energía». Accedido: 17 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://ciuden.es/producto/captura-de-co2/>
- [17] «Plan Estratégico para la Organización». Accedido: 17 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.imo.org/es/about/strategy/pages/default.aspx>
- [18] «La descarbonización del transporte marítimo y la problemática relativa a la prueba de las emisiones de efecto invernadero en la UE | CUADERNOS DE DERECHO TRANSNACIONAL». Accedido: 17 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://e-revistas.uc3m.es/index.php/CDT/es/article/view/9328>
- [19] «2023 IMO Strategy on Reduction of GHG Emissions from Ships». Accedido: 17 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.imo.org/en/ourwork/environment/pages/2023-imo-strategy-on-reduction-of-ghg-emissions-from-ships.aspx?refresh=1>
- [20] «Decarbonising maritime transport – FuelEU Maritime - Mobility and Transport». Accedido: 17 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: https://transport.ec.europa.eu/transport-modes/maritime/decarbonising-maritime-transport-fueleu-maritime_en
- [21] «BOE.es - DOUE-L-2025-80139 Reglamento Delegado (UE) 2025/192 de la Comisión, de 9 de septiembre de 2024, relativo a los procedimientos para la acreditación de los verificadores con arreglo al Reglamento (UE) 2023/1805 del Parlamento Europeo y del Consejo, relativo al uso de combustibles renovables y combustibles hipocarbónicos en el transporte marítimo y por el que se modifica la Directiva 2009/16/CE del Parlamento Europeo y del Consejo.» Accedido: 17 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2025-80139>
- [22] «Future technologies I Everllence». Accedido: 7 de marzo de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.everllence.com/our-focus/future-technologies>
- [23] E. C. Carlson, «Don't Gamble With Physical Properties For Simulations».
- [24] J. Wu, J. Hou, W. Sun, J. Zhang, y X. Lv, «Global green hydrogen production potential analysis», en *2025 IEEE 8th International Electrical and Energy Conference (CIEEC)*, may 2025, pp. 2664-2669. doi: 10.1109/CIEEC64805.2025.11116486.
- [25] É. S. Van-Dal y C. Bouallou, «Design and simulation of a methanol production plant from CO₂ hydrogenation», *J. Clean. Prod.*, vol. 57, pp. 38-45, oct. 2013, doi: 10.1016/j.jclepro.2013.06.008.
- [26] D. Fernández del Álamo, «Planta de producción de metanol a partir de CO₂ capturado», 2024, Accedido: 17 de marzo de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://uvadoc.uva.es/handle/10324/68743>
- [27] E. Universitat Politècnica De València, «Universitat Politècnica de València», *Ing. Agua*, vol. 18, n.º 1, p. ix, sep. 2014, doi: 10.4995/ia.2014.3293.
- [28] «Momento dipolar: cómo se calcula y ejemplos», Lifeder. Accedido: 23 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.lifeder.com/momento-dipolar/>
- [29] «E-lernova». Accedido: 23 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: https://elernova.edu.co/E-books/hysys/modelos_termodinamicos/index.html
- [30] C. Markowitsch, M. Lehner, y M. Maly, «Evaluation of process structures and reactor technologies of an integrated power-to-liquid plant at a cement factory», *J. CO₂ Util.*, vol. 70, p. 102449, abr. 2023, doi: 10.1016/j.jcou.2023.102449.
- [31] M. El-Shafie, «Hydrogen production by water electrolysis technologies: A review», *Results Eng.*, vol. 20, p. 101426, dic. 2023, doi: 10.1016/j.rineng.2023.101426.
- [32] J. Brey, «LA ELECTROLISIS COMO UNA HERRAMIENTA CLAVE DE LA DESCARBONIZACIÓN DEL SIGLO XXI».
- [33] «V117-3.45 MW®». Accedido: 11 de marzo de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.vestas.com/en/energy-solutions/onshore-wind-turbines/4-mw-platform/V117-3-45-MW>

- [34] A. E. de Meteorología, «Visor del Atlas climático de la Península y Baleares - Agencia Estatal de Meteorología - AEMET. Gobierno de España». Accedido: 11 de marzo de 2026. [En línea]. Disponible en: https://www.aemet.es/es/serviciosclimaticos/datosclimatologicos/atlas_climatico/visor_atlas_climatico
- [35] «Best Research-Cell Efficiency Chart | Photovoltaic Research | NLR». Accedido: 11 de marzo de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.nlr.gov/pv/cell-efficiency>
- [36] J. H. R. T. van der Meer, *Compressors: Selection and Sizing*. Wiley, 2021.
- [37] M. Pérez-Fortes, J. C. Schöneberger, A. Boulamanti, y E. Tzimas, «Methanol synthesis using captured CO₂ as raw material: Techno-economic and environmental assessment», *Appl. Energy*, vol. 161, pp. 718-732, ene. 2016, doi: 10.1016/j.apenergy.2015.07.067.
- [38] «Evolución del precio de la luz para el año 2026 - CostEEnergía». Accedido: 26 de febrero de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.costeenergia.es/historico/pvpc-anual>
- [39] G. P. Towler y R. K. Sinnott, *Chemical engineering design: principles, practice, and economics of plant and process design*, 2nd ed. Boston, MA: Butterworth-Heinemann, 2013.
- [40] «Announced and operational carbon capture, utilisation and storage capacity in 2030 across editions of IEA CCUS Projects Database – Charts – Data & Statistics», IEA. Accedido: 11 de marzo de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.iea.org/data-and-statistics/charts/announced-and-operational-carbon-capture-utilisation-and-storage-capacity-in-2030-across-editions-of-iea-ccus-projects-database>
- [41] «Electrolysers - Energy System», IEA. Accedido: 11 de marzo de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.iea.org/energy-system/low-emission-fuels/electrolysers>
- [42] «Home», Methanex. Accedido: 11 de marzo de 2026. [En línea]. Disponible en: <https://www.methanex.com/>

ANEXO I: IMPLICACIONES SOCIALES, ECONÓMICAS, Y AMBIENTALES

El presente Trabajo Fin de Grado, presenta implicaciones relevantes desde el punto de vista ambiental, económico y social, al analizar una alternativa energética destinada a contribuir a la descarbonización del sector marítimo.

Desde el punto de vista ambiental, la producción de metanol verde a partir de hidrógeno renovable y dióxido de carbono capturado permite reducir potencialmente las emisiones netas de gases de efecto invernadero en comparación con los combustibles fósiles tradicionales. Este enfoque se basa en la reutilización del CO₂ como materia prima y en el uso de electricidad de origen renovable para la obtención del hidrógeno mediante electrólisis del agua, lo que contribuye al desarrollo de sistemas energéticos más sostenibles. Además, el uso de metanol como combustible marítimo puede reducir emisiones contaminantes como óxidos de azufre y partículas, favoreciendo el cumplimiento de las regulaciones ambientales del sector naval.

Desde la perspectiva económica, el e-metanol representa una tecnología emergente cuyo coste de producción está actualmente condicionado principalmente por el precio de la electricidad renovable y del hidrógeno verde. Sin embargo, se prevé que la mejora tecnológica y el aumento de la capacidad instalada de energías renovables permitan reducir progresivamente estos costes, favoreciendo su competitividad futura frente a combustibles convencionales.

Finalmente, desde el punto de vista social y estratégico, el desarrollo de combustibles sintéticos como el metanol verde puede contribuir a reforzar la seguridad energética y a reducir la dependencia de combustibles fósiles importados. Asimismo, el desarrollo de estas tecnologías puede impulsar la innovación industrial y la generación de empleo en sectores vinculados al hidrógeno, la captura de carbono y las energías renovables.

ANEXO II: REFLEXIONES ÉTICAS Y SOCIALES

El presente Trabajo Fin de Grado, aborda una temática relacionada con los retos actuales de la transición energética y la reducción de emisiones en el sector marítimo. En este contexto, el desarrollo de combustibles sintéticos como el metanol verde puede contribuir a disminuir el impacto ambiental del transporte marítimo mediante el uso de hidrógeno renovable y dióxido de carbono capturado.

Desde una perspectiva ética, la investigación en tecnologías orientadas a la descarbonización responde a la necesidad de avanzar hacia sistemas energéticos más sostenibles y responsables con el medio ambiente. Asimismo, el desarrollo de estas tecnologías puede generar oportunidades de innovación y desarrollo industrial.

Por otro lado, la utilización de metanol como combustible requiere considerar aspectos de seguridad asociados a su almacenamiento, manipulación y toxicidad, lo que exige el diseño de sistemas adecuados y la aplicación de protocolos de seguridad. En conjunto, el estudio realizado se enmarca dentro del objetivo de contribuir al desarrollo de soluciones energéticas más sostenibles para el sector marítimo.

ANEXO III: DECLARACIÓN DEL USO DE IA

En el presente anexo se declara el uso responsable de herramientas de Inteligencia Artificial como apoyo durante la elaboración de este trabajo. Dichas herramientas han sido empleadas exclusivamente como asistencia en la redacción, organización de ideas, mejora de la expresión escrita y apoyo conceptual en determinados apartados, sin sustituir en ningún caso el análisis, criterio técnico ni las conclusiones propias del autor. El contenido final ha sido revisado, adaptado y validado personalmente, garantizando la originalidad y el rigor académico del trabajo presentado