

Fuel-grade methanol production from wind energy and industrial emissions in the Bahía Blanca region

Macarena A. Ferro^{1,2}, M. Susana Moreno² [0000-0001-5744-5586] and Eduardo López² [0009-0000-2478-2412]

¹ Departamento de Ingeniería Química, Universidad Nacional del Sur (UNS)

² Planta Piloto de Ingeniería Química - PLAPIQUI (UNS-CONICET)
Bahía Blanca, 8000, Argentina

{mferro, smoreno, elopez}@plapiqui.edu.ar

Abstract. Global carbon dioxide emissions have exceeded 41 Gt/year, intensifying global warming. In this context, renewable methanol emerges as a versatile energy carrier and a promising alternative to fossil fuels, particularly for maritime applications. It can be produced through the catalytic hydrogenation of CO₂ using green hydrogen obtained via water electrolysis. This work evaluates the techno-economic feasibility of methanol production in a plant located near Bahía Blanca, Argentina, using green H₂ generated from wind energy and CO₂ captured from industrial sources. A process simulation model was developed in Aspen Plus V14 for a plant with a production capacity of 80,000 t/year of fuel-grade methanol, including synthesis, separation, and purification stages. Based on the simulation results, CAPEX, OPEX, and the minimum methanol selling price required to achieve a 15-year payback period were estimated. Three hydrogen cost scenarios (2.800, 3.900, and 4.400 USD/t_{H2}) were analyzed, resulting in methanol prices of 822, 1.044, and 1.144 USD/t_{MeOH}, respectively.

Keywords: renewable methanol, process simulation, techno-economic evaluation, CO₂ hydrogenation, maritime fuel.

Producción de metanol grado fuel a partir de energía eólica y emisiones industriales en la región de Bahía Blanca

Resumen. Las emisiones globales de dióxido de carbono han superado los 41 Gt/año, intensificando el calentamiento global. En este contexto, el metanol renovable surge como un portador energético versátil y una alternativa a los combustibles fósiles, especialmente en aplicaciones marítimas. Su producción puede realizarse mediante la hidrogenación catalítica de CO₂ utilizando hidrógeno verde obtenido por electrólisis del agua. El presente trabajo evalúa la factibilidad

tecnico-económica de la producción de metanol en una planta ubicada en las cercanías de Bahía Blanca, Argentina, utilizando H_2 verde generado a partir de energía eólica y CO_2 capturado de corrientes industriales. Se desarrolló un modelo de simulación en Aspen Plus V14 para una planta con capacidad de 80.000 t/año de metanol grado combustible, incluyendo las etapas de síntesis, separación y purificación. A partir del modelo, se estimaron el CAPEX, el OPEX y el precio mínimo de venta necesario para un período de repago de 15 años. Se analizaron tres escenarios de costo de hidrógeno (2.800, 3.900 y 4.400 USD/t H_2), obteniéndose precios del metanol de 822, 1.044 y 1.144 USD/t $MeOH$, respectivamente.

Palabras clave: metanol renovable, simulación de procesos, evaluación tecnico-económica, hidrogenación de CO_2 , combustible marítimo.

1 Introducción

La creciente concentración de gases de efecto invernadero en la atmósfera constituye uno de los principales desafíos ambientales a nivel mundial, intensificando significativamente el calentamiento global. Este fenómeno se debe principalmente a la acumulación de dióxido de carbono (CO_2) en la atmósfera, que representa aproximadamente el 73,5 % de las emisiones totales liberadas entre 1970 y 2022, superando actualmente los 41 Gt/año (Filonchyk et al., 2024; Zhu et al., 2024).

En este contexto, las tecnologías de Captura y Utilización de Carbono (CCU) han emergido como una alternativa prometedora para reducir la huella de carbono asociada al uso de combustibles fósiles. Estas tecnologías permiten capturar el CO_2 emitido por fuentes industriales y reutilizarlo en la síntesis de productos de mayor valor agregado, tales como combustibles sintéticos y compuestos químicos (Aresta, 2010).

Entre las distintas rutas de valorización, la hidrogenación catalítica de CO_2 con hidrógeno (H_2) verde producido por electrólisis del agua ha ganado creciente interés. En particular, la producción de metanol ($MeOH$) se destaca como una de las alternativas más atractivas, debido a su elevada densidad energética en fase líquida, su facilidad de almacenamiento y transporte, y su versatilidad como combustible y materia prima (Zang et al., 2021; Nyári et al., 2020). Además, presenta ventajas frente al H_2 como vector energético, al ser más seguro y compatible con la infraestructura existente (Olah, 2005), lo que lo posiciona como una alternativa relevante para sectores difíciles de electrificar, como el transporte marítimo (Kolmeijer et al., 2025; Dieterich et al., 2020).

En este sentido, el sector naval ha comenzado a adoptar $MeOH$ como combustible alternativo, con una demanda estimada de hasta 40 Mt/año hacia 2030 (Kolmeijer et al., 2025; Dieterich et al., 2020; Global Maritime Forum, 2026).

A nivel regional, la ciudad de Bahía Blanca (Buenos Aires, Argentina) presenta condiciones favorables para el desarrollo de procesos de producción de $MeOH$ con bajas emisiones de carbono asociadas ($MeOH_{BEC}$). El potencial eólico de la región permite considerar la producción de H_2 verde a partir de electrólisis del agua como una alternativa viable, con factores de capacidad del orden del 50% (Prado et al., 2009). Por otro lado, está asegurada la disponibilidad de fuentes puntuales de CO_2 , entre ellas las provenientes de centrales de potencia, que emiten del orden de millones de toneladas

anuales. Asimismo, su puerto representa una oportunidad estratégica para el despacho de este combustible/*bunkering* (Consorcio del Puerto de Bahía Blanca, 2023).

En este contexto, el presente trabajo evalúa la factibilidad técnico-económica de la producción de MeOH_{BEC} grado combustible a partir de H₂ verde y CO₂ capturado en la región de Bahía Blanca, mediante simulación en Aspen Plus V14. A partir del modelo, se estiman los costos de inversión y operación y se determina el precio mínimo de venta del MeOH para un período de repago de 15 años, analizando su competitividad frente a valores internacionales.

2 Metodología

En el presente trabajo se desarrolla la simulación y el análisis tecno-económico de la sección de síntesis y purificación de MeOH_{BEC} a partir de H₂ verde y CO₂ de fuentes industriales. En la Fig. 1 se presenta un esquema del sistema de producción, donde se indica la frontera de control de las secciones incluidas en el estudio. El CO₂ utilizado como materia prima es capturado de los gases de emisión de centrales de potencia, mientras que el H₂ se obtiene mediante electrólisis del agua empleando energía eólica. Adicionalmente, la planta requiere servicios auxiliares, tales como energía eléctrica de origen renovable y agua de enfriamiento. Se modela una planta con una capacidad de producción de 80.000 t/año de MeOH_{BEC}, orientada al abastecimiento de combustible marítimo para un barco cada 15 días en el puerto de Bahía Blanca (PtX Hub, 2023).

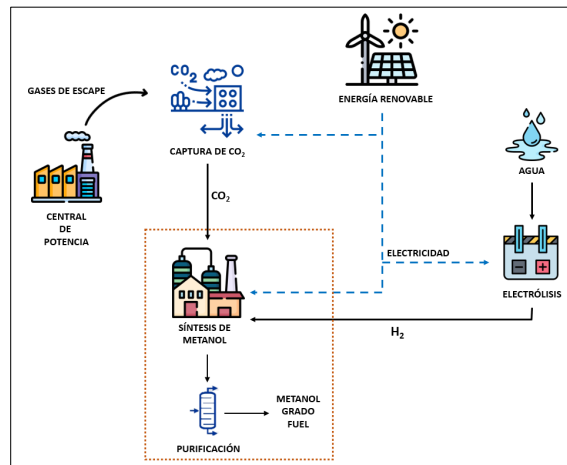


Fig. 1. Producción de MeOH_{BEC}. En rojo se indica la frontera del sistema bajo estudio.

2.1 Descripción del Proceso de Síntesis y Purificación de Metanol

En la Fig. 2 se presenta el diagrama de flujo del proceso de síntesis y purificación de MeOH modelado en Aspen Plus V14, con el objeto de producir 80.000 toneladas anuales de MeOH_{BEC} grado combustible.

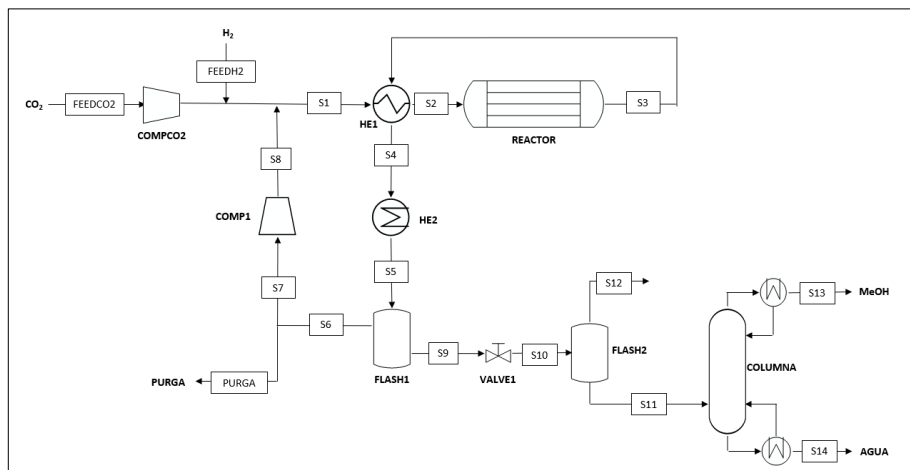


Fig. 2. Proceso simulado para la síntesis y purificación de MeOH_{BEC} grado *fuel*.

Una corriente de CO₂ (FEEDCO2) de 13.274,2 kg/h ingresa al sistema a 1,8 bar y 18 °C (Nyári et al., 2020) y es comprimida hasta 70 bar en un compresor de *make-up* de cuatro etapas accionado por un motor eléctrico (COMPCO2), con enfriamiento intermedio hasta 50 °C, una relación de compresión de 2,5 por etapa y una eficiencia politrópica de 0,9.

Por otro lado, 1.891,6 kg/h de H₂ verde ingresan al sistema a una presión de 70 bar (proveniente de tanques de almacenamiento) y 50 °C (FEEDH2). Esta corriente fresca se mezcla con la corriente de CO₂ comprimida y con la corriente de reciclo (S8) para formar la corriente de alimentación al reactor (S1). El reciclo se implementa debido a la baja conversión por paso. La corriente S1 se precalienta hasta 236 °C mediante un intercambiador de calor gas-gas (HE1) utilizando el propio efluente del reactor.

El reactor catalítico es de tipo multitubular, con refrigeración por generación de vapor de alta presión en la carcasa (a 236 °C / 31,2 bar) (Dieterich et al., 2020). La corriente de salida del reactor (S3), luego de ceder calor en HE1, se enfría hasta 63 °C (HE2, con agua de enfriamiento), condensando MeOH y agua, los cuales se separan de los gases no condensables en un flash adiabático de alta presión (FLASH1).

La corriente gaseosa de salida del separador de alta presión (S6), rica en H₂ y CO₂ no reaccionados, se purga parcialmente (1% en masa) para evitar la acumulación de inertes que pudieran formarse en reacciones secundarias (no modeladas en este caso de estudio) y luego se re-comprime (COMP1) hasta 70 bar, cerrando el lazo de reciclo.

La fase líquida de salida del FLASH1 (S9), constituida esencialmente por MeOH y agua, se expande hasta 1,5 bar mediante una válvula de estrangulamiento (VALVE1), y los gases desorbidos se separan en un segundo separador flash de baja presión (FLASH2). Finalmente, la corriente líquida se alimenta a una columna de destilación (RadFrac), donde se separan MeOH y agua, obteniéndose metanol grado combustible en el destilado (S13) con menos del 1 % en peso de agua y más del 95 % de MeOH (Seddon, 2011). El fondo (S14) contiene el agua generada en el reactor.

El proceso permite obtener una producción anual de 81.691 t/año de MeOH_{BEC} con una pureza de 99,89 % en peso. Las principales características del reactor, el catalizador y de la columna de destilación se presentan en las Tablas 1 y 2, respectivamente.

Tabla 1. Principales parámetros de diseño del reactor de síntesis de metanol y el catalizador.

Equipo	Tipo de bloque	Parámetro	Valor	Unidad
REACTOR	RPlug	Número de tubos	2.000	-
		Largo de los tubos	9	m
		Diámetro de los tubos	0,04	m
		Caída de Presión	Ergun	
		Coef. de transferencia de calor (U)	118,5	W/m ² K
Catalizador		Diámetro del catalizador (esferas)	0,004	m
		Densidad de la partícula	1.775	kg/m ³
		Fracción de vacío del lecho	0,42	

Tabla 2. Principales parámetros de diseño de la columna de destilación.

Equipo	Tipo de bloque	Parámetro	Valor	Unidad
COLUMNA	RadFrac	Número de etapas	15	-
		Relación de reflujo	1	-
		Plato de alimentación	10	-
		Presión del condensador	1,5	bar
		Relación destilado/alimentación	0,505	-

2.2 Parámetros Cinéticos y Modelos Termodinámicos

El sistema de reacciones que describe la síntesis de MeOH incluye la hidrogenación de CO₂ a MeOH (Ec. 1), la reacción inversa de desplazamiento de gas de agua (RWGS, Ec. 2) y la hidrogenación de CO a MeOH (Ec. 3) (Nyári et al., 2020; Vanden Bussche & Froment, 1996):



Estas reacciones presentan limitaciones de equilibrio, por lo que industrialmente se opera a altas presiones (50–100 bar). Además, al ser globalmente exotérmicas, requieren una adecuada remoción de calor. Entre los diferentes diseños de reactor adoptados en la práctica industrial, los de tipo multitubular refrigerados por generación de vapor en la carcasa (conocidos como tipo “Lurgi”) se muestran adecuados para controlar el aumento de temperatura en el lecho catalítico.

El reactor multitubular de síntesis de MeOH fue modelado en Aspen Plus V 14 mediante un reactor de flujo pistón (RPlug), incorporando una cinética rigurosa. Se consideró un catalizador comercial Cu/ZnO/Al₂O₃ con geometría esférica (Del Pópolo Grzona et al., 2024), cuyas propiedades se presentan en la Tabla 1.

Las expresiones cinéticas utilizadas corresponden al modelo propuesto por Vanden Bussche y Froment (1996), ampliamente reportado en la literatura. Este modelo considera las Ecs. (1) y (2) como representativas del sistema reaccionante. Las cinéticas de estas reacciones se describen mediante expresiones de tipo Langmuir Hinshelwood Hougen Watson (LHHW), que incluyen tanto la adsorción superficial como la contribución de las especies en fase gaseosa a la velocidad de reacción. En Aspen Plus, se escriben en el formato:

$$r = \frac{(\text{factor cinético}) \times (\text{fuerza impulsora})}{\text{termino de adsorción}}, \quad \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{kg}_{\text{cat}}} \right] \quad (4)$$

En este trabajo, el factor cinético se considera igual a 1 $\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{kg}_{\text{cat}}}$, mientras que, al introducir las expresiones correspondientes a los términos de fuerza impulsora y adsorción, se obtiene para la síntesis de MeOH a partir de CO₂ (Ec.1) y la reacción RWGS (Ec.2):

$$r_{\text{MeOH}} = \frac{k_1 P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2} - k_2 P_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{CH}_3\text{OH}} P_{\text{H}_2}^{-2}}{(1 + K_1 P_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{H}_2}^{-1} + K_2 P_{\text{H}_2}^{0.5} + K_3 P_{\text{H}_2\text{O}})^3}, \quad \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{kg}_{\text{cat}}} \right] \quad (5)$$

$$r_{\text{RWGS}} = \frac{k_3 P_{\text{CO}_2} - k_4 P_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2}^{-1}}{1 + K_1 P_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{H}_2}^{-1} + K_2 P_{\text{H}_2}^{0.5} + K_3 P_{\text{H}_2\text{O}}}, \quad \left[\frac{\text{kmol}}{\text{s} \cdot \text{kg}_{\text{cat}}} \right] \quad (6)$$

donde P_i representa la presión parcial de cada componente, k_i las constantes cinéticas de reacción y K_i las constantes de adsorción.

Asimismo, las constantes se expresan mediante ecuaciones de tipo Arrhenius:

$$\ln \emptyset = A + \frac{B}{T} \quad (7)$$

donde T es la temperatura absoluta, $\emptyset$ representa las constantes cinéticas (k_i) o de adsorción (K_i) y A y B son parámetros ajustados a partir de datos obtenidos experimentalmente (Vanden Bussche y Froment, 1996), cuyos valores se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3. Parámetros del modelo cinético de Vanden Bussche y Froment adaptados a Aspen Plus.

Parámetro	A_i	B_i	Unidades
K_1	8,1470	-	-
K_2	-6,4515	2.069,43	Pa ^{-0.5}
K_3	-34,9509	14.936,10	Pa ⁻¹
k_1	-29,8658	4.415,88	Pa ⁻²
k_2	17,6150	-2.643,76	-
k_3	4,8040	-11.703,70	Pa ⁻¹
k_4	0,1322	-6.630,53	Pa ⁻¹

Para la simulación termodinámica, se seleccionó la ecuación de estado de Peng Robinson para representar la fase vapor, mientras que para la fase líquida se utilizó el modelo NRTL (Seader et al., 2011).

2.3 Cálculo de la Performance del Proceso

Para evaluar el desempeño del proceso se definieron distintos indicadores de conversión y eficiencia.

Las conversiones (X_i) de CO_2 y H_2 , tanto a nivel del reactor como del proceso global, se calcularon mediante la siguiente expresión:

$$X_i = \frac{\dot{F}_{i,in} - \dot{F}_{i,out}}{\dot{F}_{i,in}} \quad (8)$$

donde $\dot{F}_{i,in}$ y $\dot{F}_{i,out}$ son los caudales molares de entrada y salida del componente i , respectivamente. La conversión por paso se obtiene a partir de los caudales en el reactor, mientras que la conversión global considera el proceso completo.

Se evaluaron, además, indicadores de eficiencia en el uso de materia prima. Las eficiencias de carbono e hidrógeno se definieron como:

$$\eta_{\text{carbono}} = \frac{\dot{F}_{\text{meOH}}}{\dot{F}_{\text{FEEDCO}_2}} \quad (9)$$

$$\eta_{\text{hidrógeno}} = \frac{2\dot{F}_{\text{meOH}}}{\dot{F}_{\text{FEEDH}_2}} \quad (10)$$

donde $\dot{F}_{\text{meOH}}$ es el caudal molar de MeOH producido y $\dot{F}_{\text{FEEDCO}_2}$ y $\dot{F}_{\text{FEEDH}_2}$ son los caudales molares de CO_2 e H_2 alimentados respectivamente.

Finalmente, el desempeño energético del proceso se evaluó mediante la eficiencia energética definida como:

$$\eta_{\text{energía}} = \frac{\dot{F}_{\text{meOH}} LHV_{\text{meOH}}}{\dot{F}_{\text{FEEDH}_2} LHV_{\text{H}_2} + W_{\text{eléctrico}}} \quad (11)$$

donde LHV corresponde al poder calorífico inferior molar de las especies de interés y $W_{\text{eléctrico}}$ es la potencia consumida en los equipos de compresión.

2.4 Análisis Económico

Los costos de los equipos principales (instalados) fueron estimados mediante Aspen Plus. A partir de estos valores se determinó el capital total de inversión (CAPEX), el cual se definió como la suma del capital fijo, el capital de trabajo y los costos de puesta en marcha. El capital fijo se estimó a partir de los costos de los equipos instalados, considerando un factor de 1,4 sobre dichos costos. Por su parte, el capital de trabajo y

los costos asociados a la puesta en marcha se estimaron cada uno como un 10 % del capital fijo, de acuerdo con metodologías reportadas (Douglas, 1988).

Por otra parte, se evaluaron los costos de operación (OPEX), que incluyen costos variables y fijos. Los costos variables contemplan principalmente el consumo de materias primas y servicios auxiliares, tales como energía eléctrica y agua de enfriamiento. Los costos fijos incluyen mantenimiento, seguros, costos administrativos, salarios, depreciación y el reemplazo del catalizador cada tres años.

En cuanto a las materias primas, se consideró un costo de 82 USD/t para el CO₂ para la captura con aminas a partir de los gases de escape de centrales de potencia (Zang et al., 2021). El costo del H₂ verde presenta una alta variabilidad según la tecnología de producción; en este trabajo se analizaron tres escenarios representativos de 2.800, 3.900 y 4.400 USD/t (SAE, 2023; PtX Hub, 2023).

La evaluación económica se realizó mediante un flujo de fondos utilizando los parámetros indicados en la Tabla 4.

Tabla 4. Parámetros utilizados en el flujo de fondos

Concepto	Base
% de deuda	50 %
Tasa deuda	6 %
Plazo deuda	15 años
Periodo de gracia	3 años
Impuesto a las ganancias	35 %

El precio de venta del MeOH_{BEC}, correspondiente a un plazo de repago del proyecto de 15 años se compara con el precio internacional de mercado del MeOH (convencional, gris) de 620 USD/t (Methanex Corporation, 2026).

3 Resultados

3.1 Reactor de Síntesis

En la Fig 3 se presenta la evolución axial de la temperatura en el reactor de síntesis de MeOH. Se observa el comportamiento característico de reactores tipo Lurgi (Dieterich et al., 2020; Del Pópolo Grzona et al., 2024), con un aumento inicial de temperatura debido a la exotermia de la reacción desde 236 °C hasta alcanzar un máximo de 257 °C, aproximadamente a la mitad del lecho. Luego, se observa un perfil decreciente producto de la acción refrigerante del agua en ebullición en la carcasa (a 236 °C, constante), hasta abandonar el lecho catalítico a 250 °C.

La Fig. 4 presenta los perfiles axiales de conversión de CO₂ e H₂ calculados mediante la Ec. (8). Ambas conversiones aumentan de manera monótona a lo largo del reactor, con un incremento más pronunciado en la zona de entrada, donde las velocidades de reacción son mayores producto de las elevadas concentraciones de los reactivos. Las

conversiones por paso son de 34,7 % para el CO_2 y del 13,2 % para el H_2 , en concordancia con valores reportados en la literatura (36 % para CO_2) (Dieterich et al., 2020).

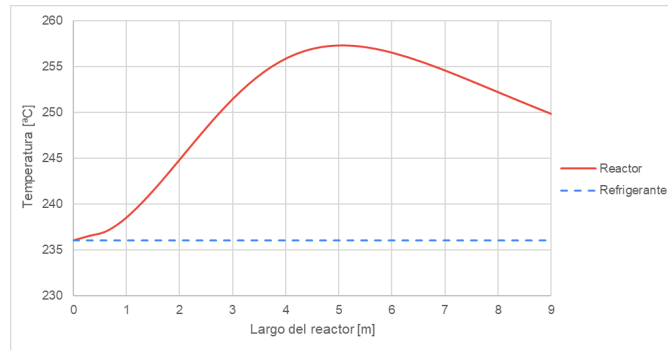


Fig. 3. Perfil axial de temperatura en el reactor de síntesis de metanol.

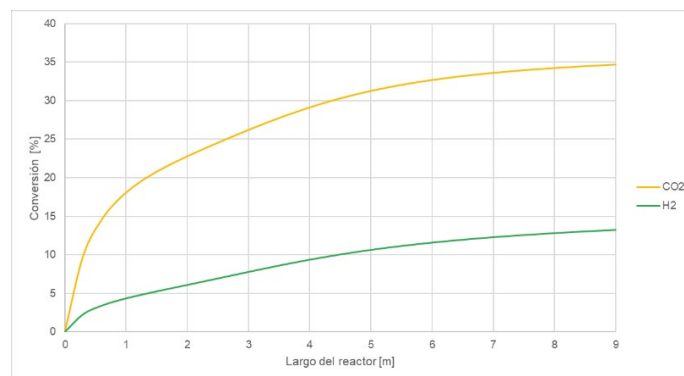


Fig. 4. Perfiles de conversión de CO_2 y H_2 en función de la longitud del reactor.

Por su parte, en la Fig. 5 se presentan los perfiles de composición a lo largo del reactor, donde se observan descensos monótonos de las fracciones molares de H_2 y de CO_2 producto de su consumo tanto por la reacción 1 como por la reacción 2. Nuevamente, el consumo se ve acentuado en la zona de entrada donde su concentración es mayor. Sobre la zona de salida se observa que el sistema no ha llegado aún al equilibrio ya que los perfiles de los reactivos continúan decreciendo.

En cuanto al CO , su concentración aumenta inicialmente debido a su formación por RWGS (Ec. 2). Sin embargo, con el aumento de la coordenada axial su concentración disminuye como consecuencia de un desplazamiento del equilibrio de la propia reacción de RWGS (disminución de la concentración de CO_2 y aumento de la de H_2O).

Por otra parte, las fracciones molares de MeOH y agua se incrementan a lo largo del reactor. La composición final de MeOH a la salida del reactor es de 0,05. En cuanto al agua la composición de salida es de 0,043. Ambos compuestos entran al reactor como parte de la corriente de reciclo. Sin embargo, la composición inicial de agua es menor

que la de MeOH debido a la diferencia de volatilidad de ambos compuestos cuando son separados de los gases en el separador de alta presión (FLASH1).

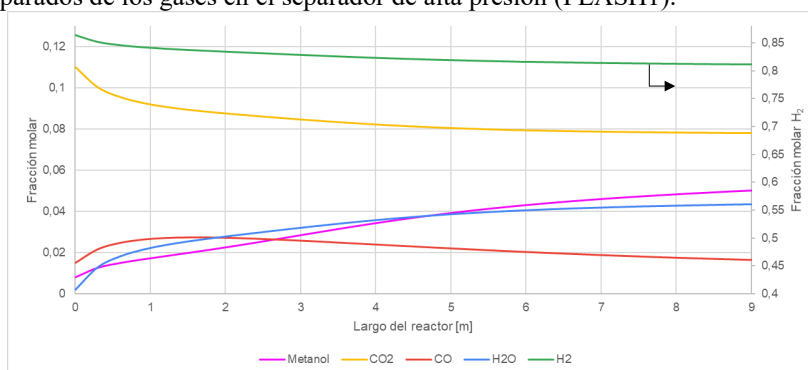


Fig. 5. Perfiles axiales de fracción molar en el lecho catalítico.

3.2 Proceso Global de Producción de Metanol

A nivel global, para una alimentación de 301,62 kmol/h de CO₂ y 938,38 kmol/h de H₂ se obtienen 292,70 kmol/h de MeOH_{BEC} grado combustible (equivalente a 81.691 t/año). Se registran pérdidas de reactivos (no recuperadas en este estudio) en la corriente de purga, en la corriente gaseosa del separador de baja presión (S12) y en el fondo de la columna de destilación (S14), totalizando 9,46 kmol/h de CO₂ y 64,5 kmol/h de H₂.

A partir de estos resultados, se obtienen conversiones globales (Ec. 8) de 96,86 % para CO₂ y 93,12 % para H₂. Asimismo, la eficiencia de carbono (Ec. 9) es de 97,05 % mientras que la eficiencia de hidrógeno (Ec. 10) alcanza el 62,4 %, siendo menor debido a la formación de agua como subproducto.

Finalmente, considerando una potencia total de compresión de 994,18 kW, se calculó una eficiencia energética (Ec. 11) del 80 %.

3.3 Análisis Económico

Los costos obtenidos por Aspen por tipo de equipo (instalados al 2026) se presentan en la Tabla 5.

Tabla 5. Costos de los equipos instalados calculados mediante Aspen Plus.

Equipos	Costo de equipos instalados 2026 [USD]	Contribución de cada equipo [%]
Compresores	1.865.759	24
Columna	820.200	11
Reactor*	3.457.124	45
Separadores	370.800	5
Intercambiadores de calor	1.240.900	16
TOTAL	7.754.783	100

* El costo del reactor incluye el costo de la carga inicial de catalizador.

El costo total de los equipos instalados asciende a 7.754.783 USD. El reactor de síntesis representa el mayor aporte (45 %) e incluye también la carga inicial de catalizador, seguido por los compresores (24 %) y los intercambiadores de calor (16 %). En este análisis solo se consideró la compresión del CO₂, ya que se asumió que el H₂ ingresaba comprimido al proceso al provenir de tanques de almacenamiento presurizados.

A partir de estos valores, el capital fijo se estimó en 19.386.958 USD, mientras que el capital de trabajo y los costos de arranque se calcularon en 1.938.695 USD cada uno, resultando en un CAPEX total de 23.901.610 USD. Por otra parte, los costos operativos presentados en la Tabla 6, ascienden a un total de 81.650.625 USD/año para un escenario donde el costo del H₂ verde es de 3.900 USD/t.

Tabla 6. Costos operativos.

Costos Variables [USD/año]		
Materias primas	Hidrógeno*	64.670.970
	Dióxido de carbono	9.541.680
Utilities	Electricidad + Agua de enfriamiento	1.355.460
Costos Variables Totales		75.568.110
Costos Fijos [USD/año]		
Mantenimiento		387.739
Seguros		9.693
Cuota de préstamo		2.122.267
Gastos de Oficinas		38.774
Sueldos		3.072.000
Catalizador**		452.041
Costos Fijos Totales		6.082.515
Costo Operativo Total (OPEX) [USD/año]		81.650.625

*Costo total de hidrógeno calculado a partir de 3.900 USD/t_{H2}

** Costo anualizado de recambio de catalizador.

Si bien el costo del CO₂ es un parámetro sensible que, de hecho, representa un costo anual de \$9.541.680 USD/año (11,7% del OPEX total), el costo del hidrógeno resulta altamente dominante. La Tabla 7 muestra cómo se ven afectados los costos operativos para diferentes escenarios del costo del H₂ verde. Se observa que el costo del H₂ representa entre el 70 % y el 80 % del OPEX, provocando un incremento del 40 % en los costos operativos entre los escenarios extremos (2.800 y 4.400 USD/t).

A partir del CAPEX y OPEX, se construyó el flujo de fondos del proyecto (Fig. 7) y se determinó el precio mínimo de venta del MeOH_{BEC} necesario para un período de repago de 15 años. Para costos de H₂ de 2.800, 3.900 y 4.400 USD/t_{H2}, los precios resultantes del MeOH_{BEC} son 822, 1.044 y 1.144 USD/t_{MeOH}, respectivamente (Fig. 8).

Tabla 7. Costos operativos para distintos escenarios del costo de H₂ verde.

Costo de H ₂ [USD/t]	Costo total de H ₂ [USD/año]	OPEX [USD/año]	Contribución de H ₂ al OPEX [%]
2.800	46.430.440	63.410.095	73,2
3.900	64.670.970	81.650.625	79,2
4.400	72.962.120	89.941.775	81,1

Se observa que, en comparación con el precio internacional del MeOH (620 USD/t_{MeOH}, metanol gris convencional), los costos de producción del MeOH_{BEC} resultan significativamente superiores. Esto implica que el proceso no sería competitivo actualmente en el mercado internacional sin la implementación de algún tipo de subsidio o restricción por certificación verde.

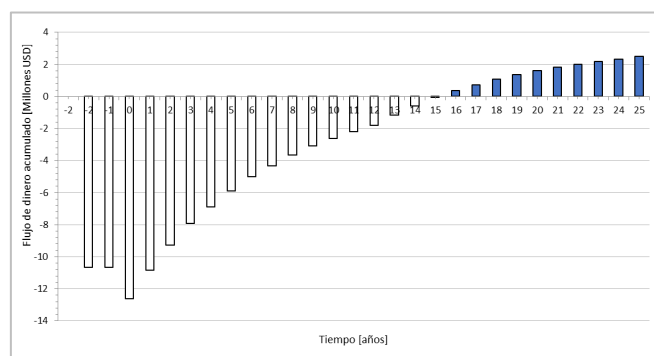


Fig. 7. Flujo de fondos para un costo de H₂ verde de 3.900 USD/t.

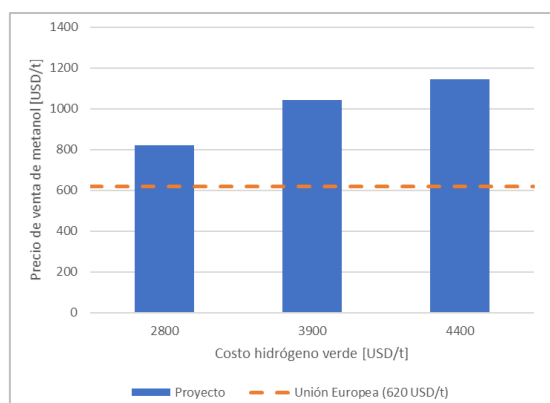


Fig. 8. Precio del MeOH_{BEC} para repago del proyecto a 15 años según el costo de H₂ verde.

4 Conclusión

El comportamiento del reactor modelado concuerda con lo reportado en la literatura para reactores multitubulares refrigerados de síntesis de MeOH (particularmente, de tipo Lurgi). Las conversiones obtenidas y las composiciones de las corrientes se encuentran dentro de los rangos típicos reportados, validando el modelo desarrollado en Aspen Plus. A nivel del proceso global, si bien se alcanzan conversiones de CO₂ y eficiencias de C cercanas al 100%, la eficiencia de utilización de H₂ es del orden del 60 %. Este comportamiento se explica por la formación de agua como subproducto de reacción, lo cual resulta razonable al alimentar carbono en forma de CO₂.

Desde el punto de vista económico, se estimó un CAPEX de 23.901.610 USD, mientras que el OPEX alcanza los 81.650.625 USD/año para un costo de H₂ verde de 3.900 USD/t. En este contexto, el H₂ verde constituye el principal insumo del proceso, siendo el factor determinante en los costos operativos. En concordancia con estudios previos sobre tecnologías CCU, se verifica que variaciones en el costo del H₂ impactan directa y significativamente en el precio mínimo de venta del MeOH_{BEC} producido.

Los resultados obtenidos indican que, bajo las condiciones analizadas, el proceso no resultaría competitivo en la actualidad frente al precio internacional del MeOH convencional de origen fósil, no permitiendo alcanzar el período de repago fijado en 15 años. En consecuencia, se evidencia la necesidad de explorar alternativas orientadas, principalmente, a la reducción del costo del H₂ verde. Asimismo, la viabilidad económica y competitividad del MeOH_{BEC} producido por estos procesos podría verse favorecida por la implementación de políticas de subsidios y/o de certificaciones en favor de un producto renovable frente a otro gris con mayores emisiones de CO₂ asociadas.

Referencias

- Aresta, M. (Ed.) (2010), Carbon Dioxide: Utilization Options to Reduce its Accumulation in the Atmosphere, Wiley-VCH, Weinheim, Germany.
- Consorcio de Gestión del Puerto de Bahía Blanca. Alternativas de producción y comercialización de hidrógeno, reducción de emisiones gaseosas y valorización de dióxido de carbono. Estudio diagnóstico sobre el Puerto de Bahía Blanca y su zona industrial cercana. (2023, marzo 14). Informe final. Convenio específico 11/07/2022.
- Del Pópolo Grzona, M. V., Izurieta, E. M., López, E., Pedernera, M. N. (2024). Design of a renewable methanol production process from biogas: Analysis of the influence of the operating pressure in the synthesis loop. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 63(51), 22310–22319.
- Dieterich, V., Buttler, A., Hanel, A., Spliethoff, H., Fendt, S. (2020). Power-to-liquid via synthesis of methanol, DME or Fischer-Tropsch-fuels: a review. *Energy & Environmental Science*, 13(10), 3207-3252.
- Douglas, J. M. (1988). *Conceptual design of chemical processes*. McGraw-Hill.
- Filonchyk, M., Peterson, M. P., Zhang, L., Hurynovich, V., He, Y. (2024). Greenhouse gases emissions and global climate change: Examining the influence of CO₂, CH₄, and N₂O. *Science of the Total Environment* 935, 173359.

- Global Maritime Forum, IMO reaches agreement but more needed to unlock future fuels. <https://globalmaritimeforum.org/news/imo-reaches-agreement-but-more-needed-to-unlock-future-fuels/>, last accessed 20/03/2026.
- Kolmeijer, H., Nabera, A., Martín, A. J., Guillén-Gosálbez, G., Pérez-Ramírez, J. (2025). A feasible methanol economy for a green future. *Green Chemistry*, 28, 174–185.
- Methanex Corporation, Methanol pricing. <https://www.methanex.com/our-products/about-methanol/pricing/>, last accessed 13/03/2026.
- Nyári, J., Magdeldin, M., Larmi, M., Järvinen, M., Santasalo-Aarnio, A. (2020). Techno-economic barriers of an industrial-scale methanol CCU-plant. *Journal of CO₂ Utilization*, 39, 101166.
- Olah, G. A. (2005). Beyond oil and gas: The methanol economy. *Angewandte Chemie International Edition*, 44(18), 2636–2639.
- Prado, P.O., Roberts, J.J., Petit, L.M., Silveira, J.L., Maldonado Astorga, O. (2009). Evaluación y caracterización del recurso eólico en la región sudeste de la Provincia de Buenos Aires, República Argentina. In: *The 8th Latin-American Congress on Electricity Generation and Transmission (CLAGTEE)*.
- PtX Hub, Guide for Power-to-X project development in Argentina. <https://ptx-hub.org/publication/guide-for-power-to-x-project-development-in-argentina/>, last accessed 2026/03/13.
- SAE, Estrategia Nacional de Hidrógeno. https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/2023/07/estrategia_nacional_de_hidrogeno_-_sae.pdf, last accessed 2026/03/13.
- Seader, J. D., Henley, E. J., Roper, D. K. (2011). *Separation process principles: Chemical and biochemical operations* (3rd ed.). John Wiley & Sons.
- Seddon, D. (2011). Methanol and dimethyl ether (DME) production from synthesis gas. In *Advances in clean hydrocarbon fuel processing* (pp. 363–386). Woodhead Publishing.
- Vanden Bussche, K. M., Froment, G. F. (1996). A steady-state kinetic model for methanol synthesis and the water gas shift reaction on a commercial Cu/ZnO/Al₂O₃ catalyst. *Journal of Catalysis*, 161(1), 1–10.
- Zang, G., Sun, P., Yoo, E., Elgowainy, A., Bafana, A., Lee, U., Wang, M., Supekar, S. (2021). Synthetic methanol/Fischer–Tropsch fuel production capacity, cost, and carbon intensity utilizing CO₂ from industrial and power plants in the United States. *Environmental Science & Technology*, 55(11), 7595–7604.
- Zhu, H.; Chen, H.; Zhang, M.; Liang, C.; Duan, L. (2024). Recent advances in promoting dry reforming of methane using nickel-based catalysts. *Catalysis Science Technology*, 14 (7), 1712–1729.