

DISEÑO, MODELADO Y EVALUACIÓN DE UN PROCESO INTEGRADO PARA LA PRODUCCIÓN SOSTENIBLE DE ALCOHOLES A PARTIR DE CO₂ E HIDRÓGENO VERDE

Samuel Stefanoni-Olvera ^a, Ángel Alexis Gómez-Gallardo ^a, Laura Lucia Moreno-Jalhk ^a, Eduardo Sánchez-Ramírez ^{a,*}

^a Departamento de Ingeniería Química, División de Ciencias Naturales y Exactas, Universidad de Guanajuato, Noria Alta s/n, Guanajuato 36050. eduardo.sanchez@ugto.mx

Resumen

La transición energética global demanda tecnologías para producir combustibles y químicos renovables que aceleren la descarbonización del medio ambiente. Los e-fuels, sintetizados a partir de H₂ y CO₂, representan una solución prometedora al establecer un ciclo de reutilización de carbono. Esta investigación se centra en el diseño y simulación de procesos integrados para producir e-metanol. Mediante un marco computacional en Aspen Plus y Excel, se integraron las etapas de reacción y purificación en un modelo unificado para evaluar costos operativos, consumo energético y emisiones de CO₂ asociadas. Los resultados demuestran que el e-metanol presentó una clara disyuntiva entre costo y productividad. Este trabajo establece una base preliminar para el entendimiento de las etapas de reacción y separación. Se enfatiza que, si bien estos resultados son un primer paso, se requiere una investigación más extensa para abordar la complejidad de estos procesos y asegurar la futura implementación de e-refinerías sostenibles.

Palabras clave: Reactores; Producción de e-fuels; Hidrógeno Verde; Captura de CO₂.

PROCESS DESIGN, MODELING, AND EVALUATION OF AN INTEGRATED SYSTEM FOR THE SUSTAINABLE PRODUCTION OF ALCOHOLS FROM CO₂ AND GREEN HYDROGEN

Abstract

The global energy transition demands technologies capable of producing renewable fuels and chemicals to accelerate environmental decarbonization. E-fuels, synthesized from H₂ and CO₂, represent a promising solution by establishing a carbon reuse cycle. This research focuses on the design and simulation of integrated processes to produce e-methanol, e-ethanol, and light hydrocarbons. Using a computational framework based on Aspen Plus and Excel, the reaction and purification stages were integrated into a unified model to evaluate operating costs, energy consumption, and associated CO₂ emissions. The results show that e-methanol production revealed a clear trade-off between cost and productivity. This work provides a preliminary foundation for understanding the reaction and separation stages. It is emphasized that, while these results represent a first step, further research is required to address the complexity of these processes and to ensure the future implementation of sustainable e-refineries.

Keywords: Reactors; E-Fuels Production; Green Hydrogen; CO₂ Capture.

1. Introducción

La transición hacia un sistema energético global sostenible representa uno de los desafíos más relevantes de este siglo, siendo la mitigación del cambio climático y la descarbonización objetivos centrales de tratados internacionales como el Acuerdo de París o la Agenda 2030 de la ONU (Department of Economic and Social Affairs, 2015). El sector del transporte, con una contribución significativa del 23% a las emisiones globales de CO₂, requiere urgentemente alternativas sostenibles (Guo y col., 2015). En este contexto, los e-fuels, o combustibles electro-sintéticos, han emergido como una solución prometedora para enfrentar el cambio climático, especialmente en sectores difíciles de electrificar directamente, como la aviación, el transporte marítimo y los vehículos de carga pesada, debido a sus altos requerimientos de densidad energética y autonomía (Khujamberdiev y Cho, 2024). La producción de estos combustibles se fundamenta en los principios de la economía circular ya que utiliza CO₂ (capturado) e H₂ (obtenido de fuentes renovables o bajas en carbono) como materias primas para crear un producto de alto valor, generando un ciclo de carbono

cerrado y siendo compatibles con la infraestructura existente (Figura 1).

El diseño del proceso completo para la obtención de e-fuels no solo implica la producción de energéticos, sino también de una amplia gama de productos para la industria química, consolidando el concepto de una e-refinería. Una e-refinería implica un proceso integrado y flexible que utiliza exclusivamente insumos renovables como el H₂ y el CO₂ capturado para producir un portafolio diversificado de productos de alto valor agregado, desde combustibles hasta precursores químicos (Fu y col., 2022). A pesar de sus beneficios, el principal reto para la viabilidad de los e-fuels es su elevado costo de producción en comparación con las alternativas fósiles. Este costo se deriva de la integración de múltiples y complejas etapas, que van desde la obtención de las materias primas hasta la síntesis y separación de los productos finales (Keith y col., 2018). Al ser una tecnología emergente, la literatura actual sobre esto muestra no ser amplia y la mayoría de los estudios se enfocan en etapas aisladas del proceso prestando poca atención a la integración tecnológica del núcleo de la e-refinería, es decir, el diseño conjunto de las etapas de reacción y separación (Reddy y col., 2023). Para que la producción de e-fuels sea

rentable y escalable, es fundamental primeramente establecer configuraciones de proceso eficientes para esta sección central.

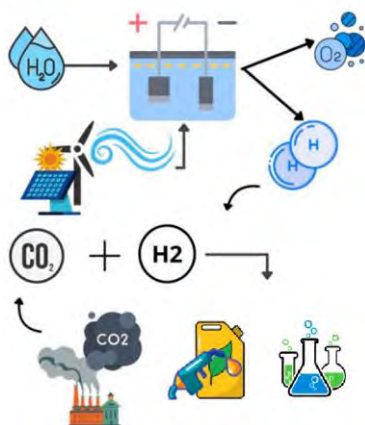


Figura 1. Representación simple de la obtención de los e-fuels.

2. Antecedentes

Actualmente, el mundo enfrenta una crisis energética debido al uso y a su vez al agotamiento progresivo de recursos fósiles lo cual contribuye al aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) en la atmósfera. (Papadis y col., 2020) . El sistema energético actual se basa principalmente en combustibles fósiles como lo es el petróleo, el gas natural y el carbón, estos recursos que no solo son finitos, sino que también están vinculados con la degradación ambiental y el cambio climático, lo cual ha acelerado una profunda transformación del sector energético, esto conlleva a impulsar estudios

que logren investigaciones profundas para lograr encontrar una solución a través de fuentes renovables y descarbonización. (United Nations, n.d). Por lo tanto, la utilización del carbono mediante su captura ha ganado protagonismo como una gran estrategia dual, reduciendo emisiones y valorizándolo como materia para procesos de obtención de productos de alto valor agregado. La producción de e-fuels (combustibles sintéticos producidos con hidrógeno verde) se posiciona como un eje central de la CCU (carbón, capture and utilización), particularmente para sectores de difícil electrificación, como el transporte marítimo y la aviación. (Goren y col., 2024; Shi y col., 2024; D'Adamo y col., 2024).

De manera puntual, esta investigación aborda dicha carencia al proponer el diseño y la simulación de un proceso enfocado exclusivamente en las etapas de reacción y separación para la producción de e-metanol a partir de CO₂ e H₂. El objetivo es desarrollar un modelo de proceso integrado y funcional que sea base técnica para futuras evaluaciones y optimizaciones. (Shi y col., 2024; D'Adamo y col., 2024).

3. Metodología

Se analizó el caso de estudio con base a los productos obtenidos, de manera general el proceso siguió la siguiente metodología (**¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**):

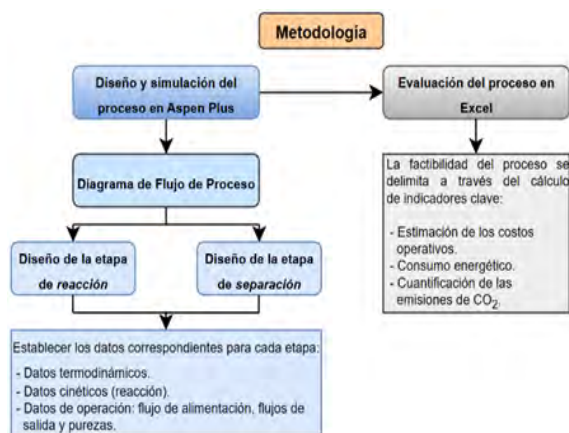


Figura 2. Metodología del diseño y evaluación del proceso.

3.1 Diseño y simulación del proceso en Aspen plus

Haciendo uso del software Aspen Plus, se diseñó la etapa de reacción y de separación para el caso de estudio. Se utilizaron datos reportados en la literatura para todo el proceso, como los modelos termodinámicos y las condiciones de operación (Van-Dal y Bouallou, 2013).

Para la etapa de reacción se utilizaron reactores estequiométricos, sin embargo, para hallar la conversión de los reactivos se utilizó el modelo cinético desarrollado por (Van-Dal y Bouallou, 2013) se obtuvieron los datos correspondientes en Polymath para ser reemplazados en el simulador. En cuanto a la etapa de separación se utilizaron separadores de tipo flash y columnas de destilación. Además, para cada etapa se realizaron análisis de sensibilidad para la determinación de las condiciones de operación óptimas.

Cinética de síntesis de metanol:

$$r_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{k_1 P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2} \left(1 - \frac{1}{K_{\text{eq}}} \frac{P_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{CH}_3\text{OH}}}{P_{\text{H}_2} P_{\text{CO}_2}}\right)}{\left(1 + k_2 \frac{P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{H}_2}} + k_3 P_{\text{H}_2}^{0.5} + k_4 P_{\text{H}_2\text{O}}\right)^3} \left[\frac{\text{mol}}{\text{kg}_{\text{cat}} \text{ s}}\right] \quad (\text{Ec.1})$$

Cinética de desplazamiento de agua WGS:

$$r_{\text{RWGS}} = \frac{k_5 P_{\text{CO}_2} \left(1 - K_{\text{eq}} \frac{P_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{CO}}}{P_{\text{CO}_2} P_{\text{H}_2}}\right)}{\left(1 + k_2 \frac{P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{H}_2}} + k_3 P_{\text{H}_2}^{0.5} + k_4 P_{\text{H}_2\text{O}}\right)} \left[\frac{\text{mol}}{\text{kg}_{\text{cat}} \text{ s}}\right] \quad (\text{Ec.2})$$

3.2 Evaluación del proceso en Excel

Estimación de costos: Se estimó el costo de los principales equipos del proceso: el reactor y los separadores. El costo de cada equipo se obtuvo por medio del método de Guthrie. Para cada una de las columnas se calculó el costo del condensador, el costo del reboiler, el costo de los platos, el costo del recipiente

vertical y finalmente el costo total. La estimación del costo total anualizado (TAC) se llevó a cabo empleando la ecuación 3 a partir de los costos de equipos y servicios calculados con el método de Guthrie explicado por (Turton, 2001). Los costos de equipos se estimaron para cada uno de los módulos del proceso a partir de sus dimensiones, materiales y presiones de operación, dividiendo el monto en un plazo de 10 años como tiempo de retorno (TR) con fines de comparación. Los costos de servicios para un año de operación se obtienen a partir de las cargas térmicas requeridas por los equipos para lograr las temperaturas necesarias del proceso, a partir de las cuales se estima la cantidad de agua de enfriamiento o vapor de calentamiento requeridos para suministrar o retirar esa energía según sea el caso.

$$TA = \frac{\text{Costo de equipos}}{TR} + \text{Costo de servicios} \quad (\text{Ec.3})$$

Consumo energético: El consumo energético del proceso se logró obtener en base a los resultados de la simulación realizada en Aspen. De los resultados obtenidos se logró extraer el consumo energético de las columnas, bombas y del reactor.

Cuantificación de las emisiones de CO₂: Para la estimación de la emisión de dióxido de

carbono se puede emplear la metodología descrita por (Gadalla y col., 2005), con la que, a partir de la carga térmica requerida por el proceso (Q_{proc}), mediante la ecuación 4 se estima la energía requerida de combustible para dar abasto al proceso (Q_{fuel}).

$$Q_{fuel} = \frac{Q_{proc}}{\lambda_{proc}} (h_{proc} - 419) \frac{T_{FTB} - T_0}{T_{FTB} - T_{satack}} \quad (\text{Ec.4})$$

A partir del valor de Q_{fuel} empleando la ecuación 5 se estima la cantidad de CO₂ producido mediante relaciones másicas entre el combustible empleado y el CO₂ a partir de su contenido % en masa de carbono (C% para el combustible y α en el caso del CO₂).

Se consideró gas butano para los cálculos debido a su valor de Net heating value (NHV=46464 kJ/kg, el cual representa el calor neto disponible por kg de combustible que es liberado al quemarlo.

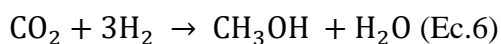
$$[CO_2]_{Emiss} = \frac{Q_{fuel} C\%}{NHV 100} \alpha \quad (\text{Ec.5})$$

Para el caso estudio se presenta el diseño y análisis de un reactor estequiométrico para la producción de metanol (CH₃OH) a partir de dióxido de carbono (CO₂) e hidrógeno (H₂) en fase gas, utilizando un

catalizador comercial de Cu/Zn/Al₂O₃. Se realizaron simulaciones en los programas

Polymath y Aspen Plus, variando temperatura y presión, con el objetivo de determinar condiciones óptimas de operación. La capacidad de producción se tomó como referencia del proyecto "Mexinol", con una meta de 6,130 toneladas métricas diarias de metanol. El diagrama de flujo de proceso junto con la reacción utilizada se presenta en la Figura .

Reacción global:



3.3 Diseño y simulación del proceso

Se empleó un catalizador comercial Cu/Zn/Al₂O₃ debido a su alta selectividad hacia metanol y estabilidad operativa en condiciones moderadas. El modelo

termodinámico utilizado fue el "NRTL" debido a la presencia de sustancias polares. Se diseñó un reactor estequiométrico para llevar a cabo la reacción. El análisis preliminar se realizó mediante el software Polymath, donde se resolvieron balances molares para evaluar conversiones a diferentes temperaturas y presiones teniendo en cuenta el modelo cinético.

Posteriormente, los datos obtenidos se integraron en Aspen Plus, donde se simulon escenarios operativos para evaluar el comportamiento del sistema bajo distintas condiciones. A través de un análisis de sensibilidad se evaluaron los siguientes rangos de operación: Temperatura: 206 °C y 210 °C. Presión: Para 206 °C: 65, 68, 70, 73 y 75 bar. Para 210 °C: 70, 73 y 75 bar. En la Figura 3 se muestra el diagrama del proceso.

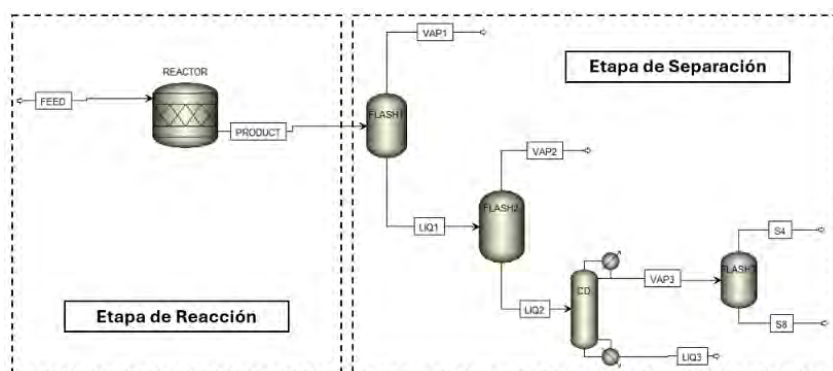


Figura 3. Diagrama de Flujo de Proceso para el metanol.

Dado que, a la salida del reactor, la corriente contiene una mezcla de reactivos no convertidos (CO_2 , H_2) y productos (CO , CH_3OH y H_2O), en su mayoría en fase gaseosa, no fue factible Realizar una separación directa mediante destilación. Por esta razón, se implementó una etapa inicial de separación utilizando dos separadores tipo flash en serie, con el objetivo de remover la mayor cantidad posible de componentes gaseosos. Las condiciones de operación de estos equipos se definieron con base en parámetros reportados en la literatura. El primer separador flash opera a una temperatura de $35\text{ }^\circ\text{C}$ y una presión de 73.4 bar, mientras que el segundo se encuentra a $22\text{ }^\circ\text{C}$ y 1.2 bar. Una vez realizada esta etapa, y con la mayoría de los gases eliminados, la corriente líquida se dirige a una columna de destilación para separar metanol del agua. Para el diseño preliminar de esta columna, se empleó el modelo RadFrac en Aspen Plus, y los parámetros iniciales se estimaron utilizando métodos cortos.

Dado que, a la salida del reactor, la corriente contiene una mezcla de reactivos no convertidos (CO_2 , H_2) y productos (CO , CH_3OH y H_2O), en su mayoría en fase gaseosa, no fue factible Realizar una separación directa mediante destilación. Por

esta razón, se implementó una etapa inicial de separación utilizando dos separadores tipo flash en serie, con el objetivo de remover la mayor cantidad posible de componentes gaseosos. Las condiciones de operación de estos equipos se definieron con base en parámetros reportados en la literatura. El primer separador flash opera a una temperatura de $35\text{ }^\circ\text{C}$ y una presión de 73.4 bar, mientras que el segundo se encuentra a $22\text{ }^\circ\text{C}$ y 1.2 bar. Una vez realizada esta etapa, y con la mayoría de los gases eliminados, la corriente líquida se dirige a una columna de destilación para separar metanol del agua. Para el diseño preliminar de esta columna, se empleó el modelo RadFrac en Aspen Plus, y los parámetros iniciales se estimaron utilizando métodos cortos.

Se estableció como especificación una pureza de metanol del 97% y una recuperación del 99.9%, ajustando la relación de reflujo y la carga térmica. Además, se llevó a cabo un análisis de sensibilidad sobre el número total de etapas y la ubicación de la alimentación, con el fin de determinar las condiciones operativas óptimas que permitieran cumplir con las especificaciones de diseño, así como obtener las dimensiones adecuadas de la columna. Sin embargo, debido a la presencia residual de gases, principalmente CO_2 , la

pureza máxima alcanzable en la columna se limita al 97%. Para superar esta limitación, se incorporó un tercer separador flash posterior a la destilación. En este equipo se efectuó un análisis de sensibilidad, variando la temperatura entre 25 °C y 95 °C, y la presión entre 1 y 10 bar, con el fin de identificar las condiciones óptimas de operación dentro de un rango técnica y económicamente viable.

4. Resultados

Los resultados obtenidos se describen de acuerdo con la metodología implementada (**¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**).

4.1 Diseño y simulación del proceso

Con base en el análisis de sensibilidad realizado en la etapa de reacción, se

encontraron los puntos óptimos de las variables evaluadas (Tabla 1).

Tabla 1. Puntos óptimos para la producción de metanol.

T(°C)	P(bar)	X1	X2	Metanol kg/h
206	65	0.3485647	0.1011388	16051.5259
206	68	0.3570529	0.101212	16442.4104
206	70	0.3625309	0.1012579	16694.6742
206	73	0.3704918	0.1013226	17061.2764
206	75	0.3756364	0.1013633	17298.1871
210	70	0.3510201	0.1118265	16164.5979
210	73	0.358926	0.1118768	16528.6673
210	75	0.3640391	0.1119083	16764.1274

Se seleccionaron los puntos que obtuvieran la mayor conversión de dióxido de carbono y la mayor cantidad de metanol. Para la columna de destilación, se planteó escoger los mejores puntos usando el costo total del proceso que involucra el costo de la columna, del condensador, del reboiler, de los platos y los servicios, para ello se eligió la columna de más bajo costo para cada uno de los casos, dado en dólares/año (**¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.2).**

Tabla 2. Puntos óptimos para la etapa de separación del metanol.

Etapas	Etapas Alimentación	Carga Térmica (kW)	Diámetro (m)	Altura (m)	Costos (\$/año)
15	10	17763.29428	2.108171584	9.144	\$ 919,882.00
15	10	18024.93404	2.129716705	9.144	\$ 930,292.59
15	10	18349.11565	2.177963273	9.144	\$ 952,057.74
15	10	18680.66054	2.088331927	9.144	\$ 917,138.40
15	10	18579.85998	2.177192852	9.144	\$ 953,094.46
15	10	17965.14058	2.119720461	9.144	\$ 925,828.31
15	10	18200.50148	2.139277776	9.144	\$ 935,261.65
15	10	18351.84046	2.151937537	9.144	\$ 941,360.84

4.2 Evaluación del proceso

Para los costos de la Tabla 2 (dólares/año), se encontró que el caso de TAC y económicamente más bajo corresponde a una temperatura de 206°C y 65 bar con valor de \$1,705,159.37, sin embargo, este diseño es el de menor flujo de metanol con 5030.2554 kg/h producido por lo que en términos de producción es de las opciones menos viables.

Por otra parte, también se encontró un diseño en el que se obtiene el segundo flujo más grande de 16001.1233 kg/h, pero tiene un costo más elevado (\$1,750,753.30) que el anterior, es conveniente analizar si la diferencia monetaria de aproximadamente \$45,000 es inferior a la ganancia obtenida si se vende esa cantidad extra producida del segundo diseño, estos datos mostrados en la Tabla 3.

Tabla 3. Costos del proceso para el metanol.

Caso	Costos Reactor (\$/año)	Costos Flash1 (\$/año)	Costos Flash2 (\$/año)	Costos Columna (\$/año)	Costos Flash3 (\$/año)	Costo total (\$/año)
1	\$ 655,431.19	\$ 99,161.70	\$ 24,732.51	\$ 919,882.00	\$ 5,951.97	\$ 1,705,159.37
2	\$ 672,385.58	\$ 99,921.68	\$ 25,072.52	\$ 930,292.59	\$ 6,118.88	\$ 1,733,791.24
3	\$ 683,701.77	\$ 100,408.61	\$ 25,290.90	\$ 952,057.74	\$ 6,110.38	\$ 1,767,569.41
4	\$ 700,698.45	\$ 101,111.35	\$ 25,606.85	\$ 917,138.40	\$ 6,198.24	\$ 1,750,753.30
5	\$ 712,045.83	\$ 101,561.64	\$ 25,809.52	\$ 953,094.46	\$ 6,487.96	\$ 1,798,999.42
6	\$ 679,810.94	\$ 99,571.53	\$ 25,010.18	\$ 925,828.31	\$ 6,237.45	\$ 1,736,458.41
7	\$ 696,804.26	\$ 100,275.00	\$ 25,326.08	\$ 935,261.65	\$ 6,127.36	\$ 1,763,794.35
8	\$ 708,150.04	\$ 100,726.89	\$ 25,529.54	\$ 941,360.84	\$ 5,280.28	\$ 1,781,047.60

La energía disponible para el metanol es de 19,900 kJ/kg (Fuels - Higher and Lower Calorific Values. The Engineering Toolbox. (n.d.), multiplicándolo por el flujo final de metanol del proceso, obteniendo el valor de 94,310.94454 kW que comparando con la energía que se consume a lo largo del proceso de producción considerando los equipos principales (65,021.9kW) tenemos una diferencia de 29,289 kW, que es de las diferencias más altas de todos los casos, por lo que el caso 4 resulta ser más atractivo.

Para la cantidad de CO₂ producido, se encontró que el caso más baja emisión de CO₂ corresponde al caso 1 con 43,477.41 ton/año, sin embargo, se presenta el mismo caso anterior porque este diseño es el de menor flujo de metanol. Entonces, también se encontró un diseño (Caso 4) en el que se obtiene el segundo flujo más grande que produce 45,724.70 ton/año de CO₂.

- La cantidad de CO₂ utilizada como reactivo es de 189,750 toneladas de CO₂/año por lo

que se obtiene un porcentaje de aprovechamiento del CO₂ capturado del 77.08% para el caso 1 y 75.90% para el caso 2, convirtiendo ambos diseños en una buena alternativa.

5. Conclusiones

Los resultados presentan una clara disyuntiva entre la viabilidad económica/ambiental y la productividad. Se identificó un diseño de proceso con un bajo costo de inversión y una mínima emisión de CO₂, posicionándolo como la opción más sostenible. Sin embargo, esta ventaja se obtiene a costa de una menor producción de metanol y, en consecuencia, un menor rendimiento energético. En contraste, se encontró una configuración alternativa que maximiza la producción de metanol y la rentabilidad energética, pero requiere una inversión significativamente mayor y genera una huella de carbono más elevada. La elección entre ambos diseños dependerá de los objetivos estratégicos del proyecto: si se prioriza la sostenibilidad y una inversión controlada, el primer diseño es superior; si el objetivo es maximizar la producción, el segundo es preferible, aunque exige un análisis más profundo para justificar su costo e impacto ambiental.

Referencias bibliográficas

Department of Economic and Social Affairs, U. N. (2015). *THE 17 GOALS. Sustainable Development*. <https://sdgs.un.org/goals>

D'Adamo, I., Gastaldi, M., Giannini, M., y N., A.S. (2024). Environmental implications and levelized cost analysis of E-fuel production under photovoltaic energy, direct air capture, and hydrogen. *Environmental Research*, 246, 118163. <https://doi.org/10.1016/j.envres.2024.118163>

E.Papadis, G. Tsatsaronis. (2020). Challenges in the decarbonization of the energy sector. *Energy*, 205, 118025. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.118025>

Fu, L., Ren, Z., Si, W., Ma, Q., Huang, W., Liao, K., Huang, Z., Wang, Y., Li, J. y Xu, P. (2022). Research progress on CO₂ capture and utilization technology. *Journal of CO₂ Utilization*, 66, 102260. <https://doi.org/10.1016/J.JCOU.2022.102260>

Gadalla, M. A., Olujic, Z., Jansens, P. J., Jobson, M. y Smith, R. (2005). Reducing CO₂ emissions and energy consumption of heat-integrated distillation systems. *Environmental Science and Technology*,

39(17), 6860–6870.

<https://doi.org/10.1021/es049795q>

Guo, M., Song, W. y Buhain, J. (2015). Bioenergy and biofuels: History, status, and perspective. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 42, 712–725.

<https://doi.org/10.1016/J.RSER.2014.10.013>

Goren, A. Y., Dincer, I., Gogoi, S. B., Boral, P., y Patel, D. (2024). Recent developments on carbon neutrality through carbon dioxide capture and utilization with clean hydrogen for production of alternative fuels for smart cities. *International Journal of Hydrogen Energy*, 79, 551–578.

<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2024.06.4>

[21](https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2024.06.4)

Keith, D. W., Holmes, G., St. Angelo, D. y Heidel, K. (2018). A Process for Capturing CO₂ from the Atmosphere. *Joule*, 2(8), 1573–1594.

<https://doi.org/10.1016/j.joule.2018.05.006>

Khujamberdiev, R. y Cho, H. M. (2024). Biofuels in Aviation: Exploring the Impact of Sustainable Aviation Fuels in Aircraft Engines. *Energies* 2024, 17, 2650.

<https://doi.org/10.3390/EN17112650>

Reddy, V. J., Hariram, N. P., Maity, R., Ghazali, M. F. y Kumarasamy, S. (2023).

Sustainable E-Fuels: Green Hydrogen, Methanol and Ammonia for Carbon-Neutral Transportation. *World Electric Vehicle Journal* 2023, 14, 349.

<https://doi.org/10.3390/WEVJ14120349>

Turton, R. (2001). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Process* (Fourth Edi, Vol. 40, Issue 6). Prentice Hall.

Van-Dal, É. S. y Bouallou, C. (2013). Design and simulation of a methanol production plant from CO₂ hydrogenation. *Journal of Cleaner Production*, 57, 38–45.

[https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2013.06.](https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2013.06.008)

[008](https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2013.06.008)

United Nations. (n.d.). El papel de los combustibles fósiles en un sistema energético sostenible Naciones Unidas.

[https://www.un.org/es/chronicle/article/el-](https://www.un.org/es/chronicle/article/el-papel-de-los-combustiblesfosiles-en-un-sistema-energético-sostenible)

[papel-de-los-combustiblesfosiles-en-un-](https://www.un.org/es/chronicle/article/el-papel-de-los-combustiblesfosiles-en-un-sistema-energético-sostenible)

[sistema-energético-sostenible](https://www.un.org/es/chronicle/article/el-papel-de-los-combustiblesfosiles-en-un-sistema-energético-sostenible)

Shi, K., Guan, B., Zhuang, Z., Chen, J., Chen, Y., Ma, Z., Zhu, C., Hu, X., Zhao, S., Dang, H., Guo, J., Chen, L., Shu, K., Li, Y., Guo, Z., Yi, C., Hu, J., y Huang, Z. (2024).

Perspectives and Outlook of E-fuels: Production, Cost Effectiveness, and

Applications. *Energy y Fuels*, 38(9), 7665–7692.

[https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.4c00](https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.4c00409)

[409](#)