

Sustainable Aviation Fuel production: A Techno-Economic Study Based on Process Simulation

Paula M. Middagh, Ana M. Cuezco, Paula Z. Araujo and Fernando D. Mele

SADIO Electronic Journal of Informatics and Operations Research (EJS) Vol. 24 No. 1 (2025) e-ISSN 1514-6774

<https://doi.org/10.24215/15146774e074> | <https://revistas.unlp.edu.ar/ejs>

Sociedad Argentina de Informática e Investigación Operativa | Universidad Nacional de La Plata | Buenos Aires | Argentina

Sustainable Aviation Fuel production: A Techno-Economic Study Based on Process Simulation

Paula M. Middagh¹, Ana M. Cuezco^{1,2}, Paula Z. Araujo¹ y Fernando D. Mele^{1,2}

¹ Facultad de Ciencias Exactas y Tecnología, Universidad Nacional de Tucumán. Av. Independencia 1800, T4002 San Miguel de Tucumán, Tucumán, Argentina.

² Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas, CCT CONICET NOA Sur, Crisóstomo Álvarez 722, T4000 San Miguel de Tucumán, Tucumán, Argentina.

paula.middagh2@gmail.com

acuezco@herrera.unt.edu.ar

paraujo@herrera.unt.edu.ar

fmele@herrera.unt.edu.ar

Abstract. This study investigates the production of synthetic paraffinic kerosene from bioethanol produced by the sugarcane industry in Northwest Argentina. The conceptual process design was developed using UniSim® Design v490, which allowed the definition of the process flowsheet, optimisation of operating conditions, and assessment of technical feasibility assessment through key performance indicators. The process achieved an overall yield of 0.59 kg of hydrocarbons per kg of ethanol, with a 97.1% conversion rate in the dehydration stage. Heat integration reduced the auxiliary energy requirement by 34%. The economic analysis showed financial feasibility, with a net present value of USD 19 million and an internal rate of return of 14%. This approach aims to diversify the product portfolio of sugarcane biorefineries, leveraging regional resources and highlighting the role of process simulation tools in the design of sustainable chemical processes.

Keywords: ethanol-to-jet-fuel; process design and simulation; CO₂ emissions reduction; biorefineries.

Received September 2024; Accepted December 2024; Published March 2025

Producción de combustible sostenible de aviación: estudio tecno-económico basado en simulación de procesos

Paula M. Middagh¹, Ana M. Cuezco^{1,2}, Paula Z. Araujo¹ y Fernando D. Mele^{1,2}

¹ Facultad de Ciencias Exactas y Tecnología, Universidad Nacional de Tucumán. Av. Independencia 1800, T4002 San Miguel de Tucumán, Tucumán, Argentina.

² Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas, CCT CONICET NOA Sur, Crisóstomo Álvarez 722, T4000 San Miguel de Tucumán, Tucumán, Argentina.

paula.middagh2@gmail.com

acuezco@herrera.unt.edu.ar

paraujo@herrera.unt.edu.ar

fmele@herrera.unt.edu.ar

Resumen. Este estudio analiza la producción de kerosén parafínico sintético a partir de bioetanol derivado de la industria sucroalcoholera del noroeste argentino. El diseño conceptual del proceso se desarrolló utilizando el simulador UniSim® Design v490, lo que permitió definir el diagrama de flujo, optimizar las condiciones operativas y evaluar la viabilidad técnica mediante indicadores clave. Se alcanzó un rendimiento global de 0,59 kg de hidrocarburos por kilogramo de etanol, con una conversión del 97,1% en la etapa de deshidratación. La integración energética redujo el consumo de servicios auxiliares en un 34%. El análisis económico indicó una viabilidad financiera con un valor actual neto de 19 millones de dólares y una tasa interna de retorno del 14%. Este enfoque propone diversificar la cartera de productos de la biorrefinería de caña de azúcar, aprovechando recursos regionales y destacando el papel de la simulación computacional en el diseño de procesos químicos sostenibles

Palabras clave: etanol a *jet-fuel*; diseño y simulación de procesos; reducción de emisiones de CO₂; biorrefinerías.

1 Introducción

La industria global de la aviación contribuye en un 2,1% al total de las emisiones antrópicas de CO₂ [1]. La Asociación Internacional de Transporte Aéreo (IATA) prevé que para 2025 el número global de vuelos alcance los 40 millones, con un incremento del 8% en la demanda de pasajeros y un aumento del 5,8% en el transporte de carga, en relación con el año 2024 [2]. Se proyecta que continúe el crecimiento de este sector debido a su papel fundamental en el transporte moderno, lo cual implica una mayor demanda de combustibles de aviación y, como consecuencia, un aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI).

Para mitigar el impacto climático, la industria de la aviación se ha comprometido a reducir las emisiones de GEI en un 50% para el año 2050, en comparación con los niveles registrados en 2005 [2]. Ante este desafío, una de las soluciones propuestas para promover la descarbonización de los viajes aéreos y facilitar la transición hacia fuentes de energía renovables es reemplazar los combustibles tradicionales —de origen fósil—, por los denominados “combustibles sostenibles de aviación” (SAFs). Un SAF es cualquier tipo de combustible de aviación viable producido de manera certificada en conformidad con criterios de sostenibilidad [3].

En este contexto, la Unión Europea ha establecido un corte mínimo de SAF en todos los combustibles disponibles en sus aeropuertos, comenzando con un 2% en 2025 y proyectando alcanzar un 70% en 2050. En la Argentina, Aerolíneas Argentinas ha establecido colaboraciones con organismos nacionales e internacionales para trazar una propuesta que defina el acceso futuro a los SAFs, con la finalidad de reducir las emisiones de CO₂. En septiembre de 2023, esta aerolínea llevó adelante su primer vuelo con un 2% de SAF en la ruta Madrid-Buenos Aires.

El SAF con mayor participación de mercado a nivel mundial es el kerosén parafínico sintético, una mezcla de alcanos con longitudes de cadena de entre 10 y 16 carbonos (C10 a C16), principalmente. Este combustible se destaca por su capacidad de ser mezclado con el combustible de avión convencional y por ser utilizado sin necesidad de modificar las estructuras y motores de las aeronaves [4]. Su principal destino es sustituir el combustible de aeronaves comerciales, denominado “Jet A1”.

Siempre que repliquen las características funcionales de los combustibles fósiles de aviación, se exige que los SAFs tengan una huella de carbono reducida en al menos 10%. Según estudios publicados, la huella de carbono del kerosén parafínico sintético es al menos 50% menor a la de su homólogo fósil [1]. Estos resultados se derivan de un análisis de ciclo de vida que compara las emisiones de CO₂ entre el proceso de producción convencional y la alternativa sustentable.

Entre las diversas rutas de obtención de kerosén parafínico sintético, se destaca la que usa etanol como materia prima, con proyectos en construcción y certificados [5]. Esta vía, denominada *Alcohol To Jet fuel* (ATJ), fue aprobada por la Sociedad Estadounidense para Pruebas y Materiales (ASTM) en 2018 con un límite máximo de mezcla con el combustible convencional del 50%. La ASTM no especifica la fuente de etanol, lo que implica que las opciones pueden variar desde las fuentes convencionales de azúcar o almidón, como la caña de azúcar y la remolacha, hasta la biomasa lignocelulósica o residuos orgánicos.

La caña de azúcar es una materia prima prometedora para la producción de kerosén por la vía ATJ, principalmente por su capacidad de reducir de la huella de carbono en comparación con otras materias primas [1]. Además, existe una gran infraestructura industrial a nivel mundial basada en la explotación de esta biomasa. La industria sucroalcoholera del noroeste argentino produce bioetanol en grandes cantidades a partir de la fermentación de jugo y melaza de caña de azúcar, en destilerías anexas a las fábricas de azúcar (ingenios). La Fig. 1 presenta un diagrama de flujo de una planta sucroalcoholera modelo (ingenio/destilería).

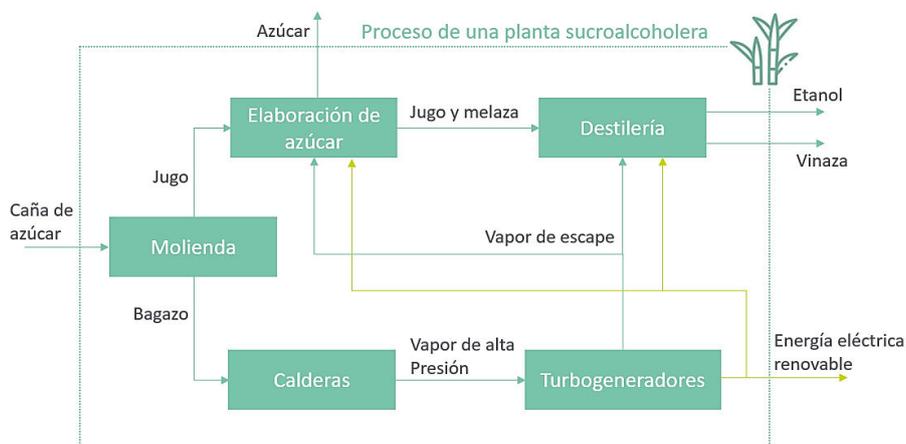


Fig. 1. Esquema de una planta sucroalcoholera con sistema de cogeneración.

Este trabajo propone la integración de un complejo de azúcar y etanol en la producción de un combustible de avión de alto valor agregado. El objetivo principal del estudio es modelar y simular un proceso de producción de kerosén parafínico sintético a partir de etanol de la industria sucroalcoholera del noroeste argentino, en pos de reducir las emisiones de CO₂ y mejorar su eficiencia energética. El proyecto busca mejorar la sustentabilidad ambiental y potenciar el aprovechamiento de los recursos de la industria regional, aspirando a su vez, a ampliar la cartera de productos de una biorrefinería de caña de azúcar.

2 Metodología y escenario propuesto

Este estudio presenta el modelado y simulación de la producción de kerosén parafínico sintético a partir de etanol de la industria sucroalcoholera. La capacidad de producción de la planta se establece en 25.000 m³/año, la cual corresponde a un 5% de la producción de combustibles de aviación de la empresa YPF en 2023, en 210 días de zafra azucarera. El proceso ATJ propuesto se divide en cuatro secciones principales:

- (1) deshidratación de etanol para producir etileno;
- (2) oligomerización de etileno para producir una mezcla de olefinas;
- (3) hidrogenación de olefinas a alcanos;
- (4) recuperación de alcanos mediante destilación.

El diagrama de bloques del proceso se muestra en la Fig. 2.

La simulación del proceso se realiza en el *software* comercial UniSim[®] Design v490 [6]. Los supuestos realizados durante el diseño del proceso y las simulaciones son los siguientes:

- No hay pérdidas de calor hacia el entorno.
- Las caídas de presión en los intercambiadores de calor son de 0,1 bar.
- La eficiencia isoentrópica de los compresores y bombas se fija en un 75%.
- En los intercambiadores de calor se considera como temperatura mínima del fluido a enfriar 50 °C para aprovechar el agua de las torres de enfriamiento como servicio auxiliar de refrigeración.

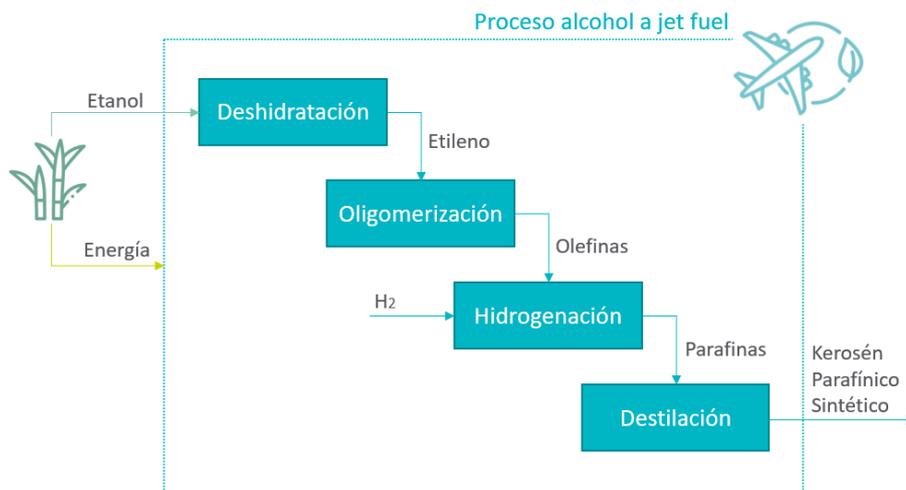


Fig. 2. Diagrama de bloques del proceso propuesto de producción de combustible de avión a partir de bioetanol.

La selección de los modelos termodinámicos es un aspecto clave en la simulación de procesos. Para este estudio, se utiliza el modelo termodinámico *Non-Random-Two-Liquid* (NRTL) para la fase líquida, combinado con las ecuaciones de estado de Redlich-Kwong para la fase gaseosa, ya que proporciona un buen ajuste de parámetros experimentales para el sistema etanol-agua en la unidad de deshidratación.

El diseño de las diferentes secciones del proceso se ha validado con publicaciones previas [3] [5] [7]. A partir de los balances de materia y energía resultantes de la simulación, se analiza la configuración propuesta mediante indicadores técnicos y se identifican posibles áreas de mejora. Los indicadores técnicos representan diferentes aspectos del proceso, relevantes para la evaluación de la ruta ATJ propuesta.

3 Estudio y simulación del proceso propuesto

Unidad de deshidratación

La unidad de deshidratación es responsable de la producción de etileno. La reacción principal de formación de etileno (C_2H_4) a partir de etanol (C_2H_5OH) es:



Esta es catalizada por un catalizador sólido de γ -sílice-alúmina, según lo reportado por Kagyrmanova *et al.* (2011) [8]. Además, se identifican las reacciones secundarias más importantes sobre este catalizador en el rango de temperatura de 350 °C a 450 °C:



donde: $(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$ = dietiléter, H_2O = agua, H_2 = hidrógeno, $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ = acetaldehído y C_4H_8 = 1-buteno.

Dado que este conjunto de reacciones es fuertemente endotérmico, uno de los desafíos en el diseño de proceso de esta unidad es limitar la caída de temperatura en los reactores. La temperatura de reacción se establece entre 350 °C y 450 °C. Para modelar la cinética de las reacciones de esta unidad se utilizaron las expresiones propuestas por Kagyrmanova *et al.* (2011) [8].

La alimentación del proceso es una mezcla de etanol y agua. Aunque la formación de etileno se favorece con una baja concentración de agua, según las reacciones (1) y (3), se establece una concentración másica del 53% de etanol y 47% de agua en la corriente de entrada. Esto se debe a que el agua puede funcionar como un “portador de calor”, generando una menor caída de temperatura en el reactor, lo que beneficia la selectividad del proceso hacia la formación de etileno. Por otro lado, la corriente de alimentación tiene una composición muy similar a la corriente intermedia de destilación del mosto fermentado en las plantas de producción de etanol de caña de azúcar. Así, se selecciona esta corriente como materia prima de la unidad de producción de etileno.

Otra estrategia para mantener alta conversión y selectividad de etileno en esta etapa consiste en establecer un esquema de reactores en serie con calentamiento intermedio. Los reactores que se utilizan son adiabáticos del tipo tubular con lecho fijo.

Con el fin de alcanzar las mejores condiciones de operación, se estudian diferentes escenarios con la asistencia del simulador de procesos. Se ajusta la cantidad y los volúmenes de los reactores tubulares, monitoreando su impacto en los indicadores técnicos, conversión global de etanol y selectividad de etileno. En la Tabla 1 se presentan algunos de los casos de estudio que se realizaron indicando los principales resultados.

En vista de estos resultados, se selecciona el esquema correspondiente al caso de estudio V. El diseño consiste en dos reactores tubulares de lecho fijo adiabáticos en serie con calentamiento intermedio. Para este caso se alcanza una conversión global de etanol de 97,1% y una selectividad de etileno de 86,1% a 450 °C, resultados similares a los reportados para el catalizador comercial Syndol [9]. El proceso de deshidratación de etanol se realiza industrialmente a presiones entre 1 y 10 atm [10]. Se seleccionó una presión de 10,4 bar en el primer reactor a fin de mantener una caída de presión moderada.

Tabla 1. Principales resultados de algunos de los casos de estudio simulados para una composición de etanol a la entrada de 53% m/m.

Resultados	Casos de estudio					
	I	II	III	IV	V	VI
Temperatura de entrada en cada paso [°C]	450	450	450	450	450	450
Nº de reactores	1	2	3	1	2	1
Volumen reactor/es [m ³]	0,75	0,75	0,75	1,5	1,5	3,0
Conversión global de etanol [%]	89,2	94,8	98,5	91,1	97,1	92,0
Selectividad global a etileno [%]	70,2	89,4	91,3	72,9	86,1	75,1

La Fig. 3 muestra el diagrama de flujo simulado en UniSim[®] para el proceso seleccionado de conversión de etanol a etileno. Los principales equipos de la sección de deshidratación incluyen intercambiadores de calor y reactores.

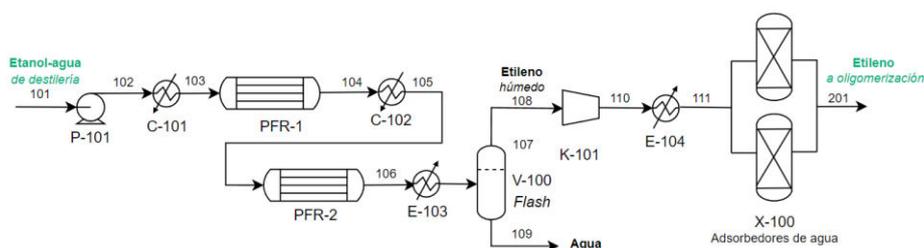


Fig. 3. Diagrama de flujo de la unidad de deshidratación.

Para separar el etileno del agua y otros subproductos formados en el tándem de reacciones se aprovecha la gran diferencia en puntos de ebullición entre el gas de interés y el agua, y se refrigera la corriente de entrada al separador a 50 °C, luego se separan dos fases en un equipo *flash* a 1,6 bar. La corriente gaseosa que se obtiene (108) contiene 82% de etileno y 12% de 1-buteno en masa; la corriente líquida contiene 97% de agua y 2% en masa de etanol, por lo que puede utilizarse como agua de proceso.

Una de las características requeridas por la norma ASTM D7566-21 para el combustible es que debe contener una mínima traza de agua, por lo que es necesario deshidratar el etileno a la salida del *flash*. Para este fin se selecciona la tecnología de tamiz molecular para adsorber el agua remanente en la corriente de gas etileno. Se utilizan tamices moleculares 3A, que tienen un tamaño de poro apropiado para esta separación. Se simula esta operación mediante un *splitter*, agregando un flujo de calor de 1000 kcal por kilogramo de agua separada en el tamiz [11], el cual se genera por la condensación del agua y por fricción molecular. En la práctica se necesitan al menos dos adsorbedores en paralelo, de manera que uno esté funcionando en línea mientras el otro desorbe el agua.

El gas deshidratado se envía a la siguiente unidad del proceso.

Unidad de oligomerización

En esta unidad se produce la oligomerización del etileno, dando lugar a olefinas de cadena larga. La Fig. 4 muestra las reacciones principales de la etapa de oligomerización de etileno. También ocurre el craqueo de las moléculas formadas que originan olefinas de número de carbono impares.

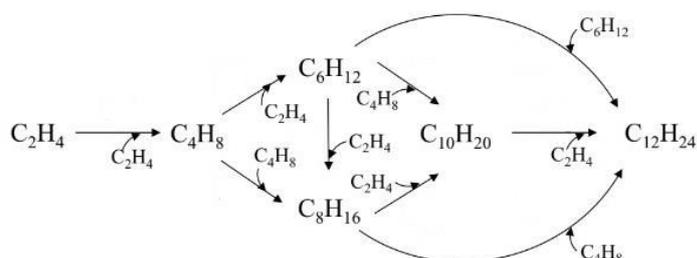


Fig. 4. Mecanismo de reacciones de oligomerización de etileno que da lugar a olefinas de entre cuatro y doce carbonos. Adaptada de Woo *et al.* (2021) [12].

Las olefinas necesarias para producir kerosén parafínico sintético deben tener principalmente longitudes de cadena entre 10 y 16 carbonos, asegurando así que el producto final cumpla con las especificaciones de temperatura de ebullición necesarias para el combustible de avión. En esta reacción, los catalizadores comúnmente utilizados son solventes orgánicos y catalizadores sólidos de níquel soportados en materiales como sílice-alúmina y zeolita [13].

Para lograr una distribución de olefinas aceptable en el kerosén parafínico sintético se adopta para la unidad de oligomerización un esquema de dos etapas reactivas, las cuales se simulan en UniSim[®] Design v490 con reactores de conversión isotérmicos. Para el primer reactor de oligomerización se consideran las condiciones descritas por Heveling *et al.* (1998) [14]. En la Fig. 5 se muestra la distribución de olefinas obtenida por estos autores, utilizando un catalizador de 0,73% de níquel sobre sílice-alúmina (NiSA-IB) a 35 bar, 120 °C y una velocidad espacial másica de 2 h⁻¹. La ventaja de este estudio es que informa la distribución de olefinas de hasta 20 carbonos. Se simuló el primer reactor de tal manera que la corriente de salida de este tenga la composición presentada en la Fig. 5.

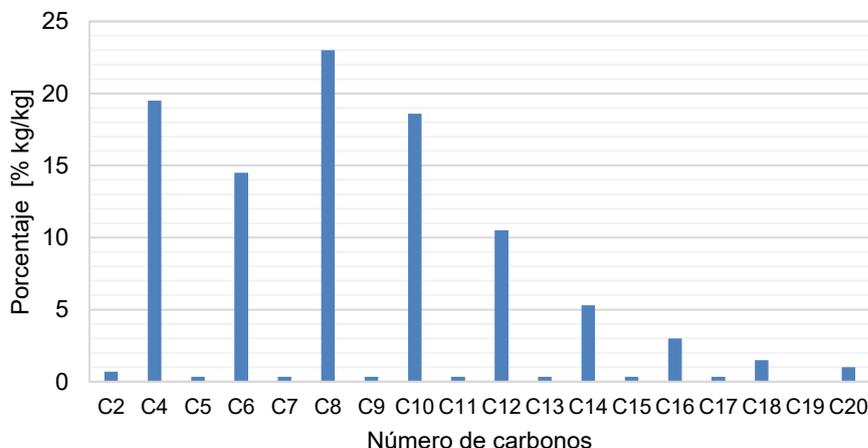


Fig. 5. Distribución de las olefinas obtenidas sobre un catalizador de Ni soportado en sílice-alúmina a 35 bar, 120 °C y velocidad espacial másica de 2 h⁻¹. Figura elaborada a partir de datos de Heveling *et al.* (1998) [14].

Para alcanzar la presión de 35 bar requerida en este primer reactor, se utiliza un sistema de dos compresores en cascada con enfriamiento intermedio, procurando que la relación entre las presiones de salida y de entrada del fluido a cada compresor sea menor a tres [15]. El diagrama de flujo de esta unidad se presenta en la Fig. 6.

Debido a la baja selectividad de olefinas de entre 10 y 16 átomos de carbono que se alcanza con una única etapa, se agrega una segunda etapa de oligomerización. Para esta segunda etapa, se utilizan los resultados reportados en el trabajo experimental de Fuchs *et al.* (2023) [16], quienes estudian el mismo tipo de catalizador, pero para la oligomerización de buteno en lugar de etileno. Luego, la simulación del proceso se realiza siguiendo el siguiente esquema.

La corriente de olefinas obtenida del primer reactor (208) se despresuriza, separándose en dos fases en un *flash*. Se obtiene una corriente líquida rica en olefinas con más de ocho átomos de carbono (211) y una gaseosa rica en buteno y hexeno (210). Esta última se acondiciona a 40 bar y 120°C, presión y temperatura a la que se llevó a cabo el estudio experimental, para ingresar en fase líquida al segundo reactor de oligomerización. Antes del reactor se coloca otro equipo *flash* para separar una pequeña cantidad de etileno que no condensa (216), la cual se recircula a la entrada del primer reactor. La sección destacada con línea de puntos en la Fig. 6 corresponde a la sección del diseño que se realiza específicamente para poder resolver los balances de masa utilizando el simulador.

Asimismo, el reactor 2 de oligomerización se simuló como uno de conversión isotérmico, de tal manera que la corriente de salida tenga una composición acorde a la reportada en el estudio experimental de Fuchs *et al.* (2023) [16] antes mencionado. Finalmente, la corriente de olefinas líquida producto de este reactor (218) se combina con la anterior (212).

En la Fig. 7 se muestra la distribución final de olefinas obtenida en la unidad (composición de la corriente 301).

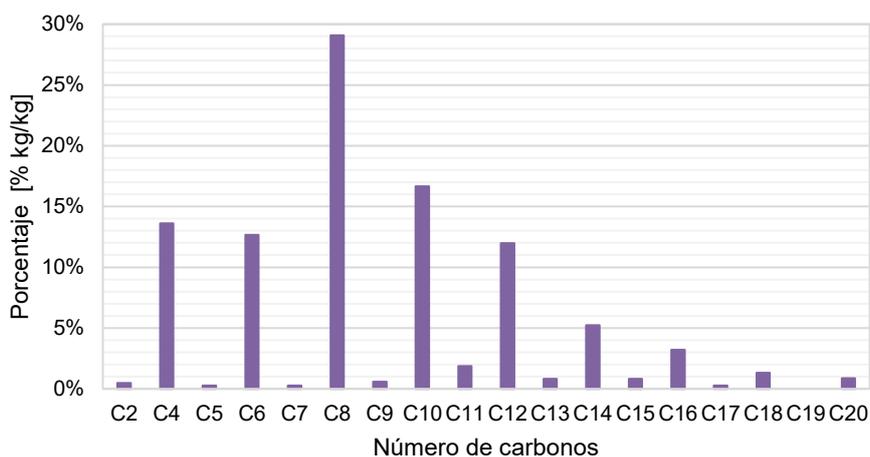
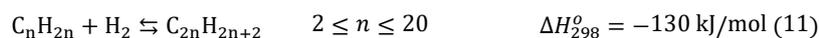


Fig. 7. Distribución de las olefinas final obtenida en la unidad de oligomerización simulada (composición de la corriente 301).

Unidad de hidrogenación

La hidrogenación se utiliza con frecuencia en la industria petroquímica para saturar los enlaces carbono-carbono dobles remanentes en las olefinas después de completar la oligomerización. La saturación de las olefinas es necesaria para garantizar una baja reactividad del combustible. Con este fin, se introduce un exceso de H_2 en la reacción para garantizar una conversión casi total de las olefinas a parafinas. Además, se utilizan catalizadores sólidos, como los empleados en las unidades previas, para facilitar la reacción [5].

La reacción general para esta etapa es:



Las olefinas oligomerizadas, producto de la etapa anterior, se envían a un reactor de hidrogenación que opera en condiciones similares al del proceso desarrollado por *Lummus Technologies* para la hidrogenación total de butenos craqueados al vapor, aplicable al tratamiento de una amplia gama de olefinas, utilizando un catalizador de paladio soportado sobre alúmina. Se utilizan para la simulación las condiciones reportadas por Tan *et al.* (2017) [17], utilizando un reactor de conversión adiabático, donde se consideró una conversión de 99% para todas las reacciones, en línea con lo propuesto por estos autores. La reacción ocurre a una temperatura inicial de 45 °C, 34,5 bar y una velocidad espacial másica de 1 h^{-1} con un exceso de 60% molar de H_2 .

El efluente del reactor consiste principalmente en parafinas e H_2 a 325 °C. Para condensar las parafinas, se enfría la corriente a 50 °C, separándose el H_2 gaseoso en un

flash, y se recircula al reactor de hidrogenación. El diagrama de flujo de la unidad diseñada se presenta en la Fig. 8.

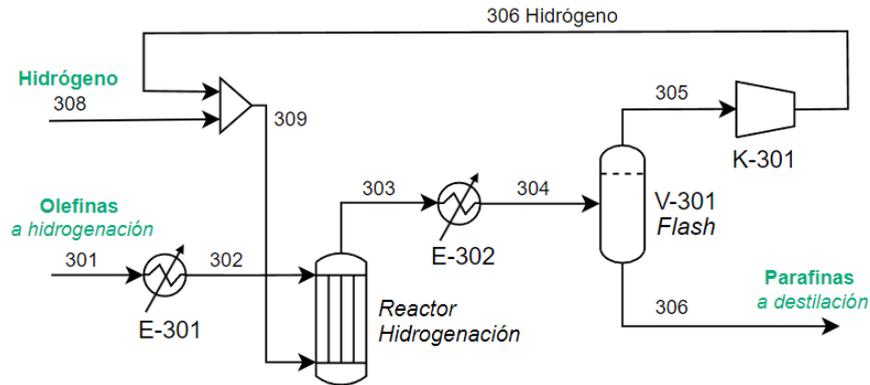


Fig. 8. Diagrama de flujo de la unidad de hidrogenación.

Para el suministro de H_2 requerido en la hidrogenación existen opciones que pueden mejorar la sustentabilidad del proceso. Dependiendo de la naturaleza de la planta en su conjunto, se puede optar por comprar H_2 o producirlo en el lugar. Una alternativa más sustentable es utilizar H_2 con baja huella de carbono, como el H_2 verde obtenido a través de la electrólisis del agua a partir de energía renovable como se describe en el trabajo de Cuezco *et al.* (2023) [18].

Unidad de destilación

La unidad de destilación permite separar los componentes de la mezcla, particularmente el kerosén de los componentes más ligeros, que comprenden las naftas sintéticas liviana y pesada, esta última puede ser utilizada como nafta sustentable. Esta separación se logra mediante una columna de destilación a presión atmosférica.

El diseño de la columna se realiza con la asistencia de la herramienta *short-cut distillation* de UniSim[®], considerando al *n*-octano y al *n*-decano como los componentes clave liviano y clave pesado, respectivamente. La columna incluye un condensador y un hervidor parcial (Fig. 9). Las variables de diseño incluyen la relación de reflujo, el caudal de purga en el condensador parcial (nafta liviana) y el caudal de destilado (nafta pesada). Las características de la columna modelada se detallan en la Tabla 2.

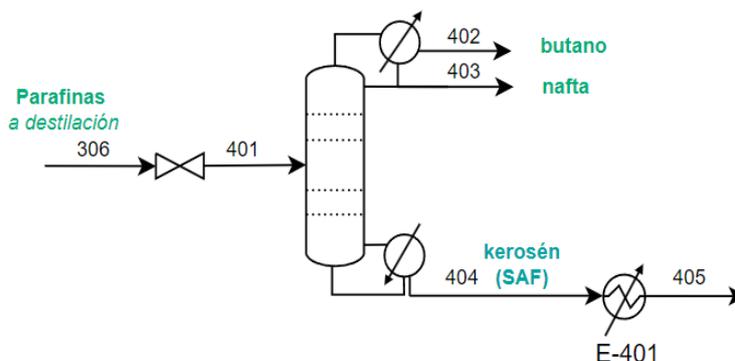


Fig. 9. Diagrama de flujo de la unidad de destilación.

Tabla 2. Propiedades de las corrientes y consumos energéticos de la columna de destilación.

Configuración de la columna de destilación	
Nº de platos	12
Plato de alimentación	8
Relación de reflujo	0,4
Calor sustraído en el condensador [kJ/h]	2,67 10 ⁶
Calor suministrado en hervidor [kJ/h]	1,13 10 ⁶
Presión en condensador [bar]	1,4
Temperatura de gases en la cabeza [°C]	50
Caída de presión en la columna [bar]	1,4
Caudal de entrada [kmol/h]	75,4
Caudal de purga de gases [kmol/h]	15
Caudal de fase liviana [kmol/h]	37,9
Caudal de fase pesada (<i>jet fuel</i>) [kmol/h]	22,0

Uno de los parámetros más importantes para cumplir con las especificaciones de los combustibles de aviación, tanto convencionales como sustentables, es la prueba de destilación según el método ASTM-086. Este método se emplea para evaluar la composición de los combustibles y otros productos petroleros en términos de su rango de ebullición a presión atmosférica. La especificación del Jet A1 de YPF establece que la temperatura a la que se obtiene la primera gota de destilado con este método es de 181 °C y el punto final es de 265 °C.

Utilizando el simulador de procesos, se simula esta prueba de destilación analizando la temperatura de burbuja y de rocío del producto a 1 bar, obteniendo que la temperatura a la que se obtiene la primera gota de destilado es 188 °C y el punto final es 235 °C. Este resultado indica que se ha obtenido, a partir de una fuente renovable, kerosén parafínico sintético que puede ser utilizado como combustible de aviación.

Resultados de la simulación

La simulación del proceso de producción de kerosén parafínico sintético a partir de etanol, utilizando el *software* UniSim Design® v490, emplea un modelo desarrollado en base a datos bibliográficos y estimaciones propias. En la unidad de deshidratación, se obtuvo una conversión global del 97,1% molar de etanol a etileno, con una selectividad del 86,1%.

El rendimiento global del proceso fue de 0,59 kg de hidrocarburos totales por cada kilogramo de etanol puro alimentado. De este total, aproximadamente el 50% correspondió a kerosén, lo que equivale a un rendimiento de 0,29 litros de kerosén parafínico sintético por litro de etanol puro, mientras que el resto fue principalmente nafta sintética. No obstante, los resultados están limitados por las simplificaciones en el modelado de las unidades de reacción, lo que subraya la necesidad de realizar estudios experimentales adicionales para optimizar y validar los parámetros empleados.

Integración energética

La integración energética del proceso completo se realizó siguiendo el método de análisis *Pinch* (Linnhoff y Townsend, 1982) [19]. Este es un método sistemático basado en principios termodinámicos para optimizar el uso de energía en procesos industriales. Se busca utilizar la energía térmica de algunas corrientes para satisfacer los requerimientos de otras, mediante intercambios viables desde el punto de vista termodinámico a fin de reducir el uso de servicios auxiliares.

Se realizó la integración energética del proceso utilizando el *software* HINT®, considerando una diferencia mínima de temperatura de 10 °C entre las corrientes frías y calientes [20]. Los resultados de la integración energética se resumen en la Tabla 6, donde se comparan los requerimientos térmicos antes y después de la integración.

Tabla 3. Ahorro energético logrado mediante la integración energética.

Requerimiento de servicios auxiliares sin integración energética		Requerimiento de servicios auxiliares luego de la integración energética	
Calentamiento [kW]	Enfriamiento [kW]	Calentamiento [kW]	Enfriamiento [kW]
20159	25341	12404 (↓38%)	17586 (↓31%)

4 Análisis de factibilidad económica del proceso

La evaluación económica del proyecto se realizó considerando los indicadores clave valor actual neto (VAN), tasa interna de retorno (TIR) y periodo de repago, con un horizonte de análisis de 10 años y una tasa de descuento del 8%. Se analiza el caso donde la planta es totalmente nueva y se encuentra geográficamente adyacente a una destilería de alcohol de caña de azúcar.

La inversión inicial total para la planta instalada se estimó en 49,4 millones de USD, y un capital circulante neto de 9,7 millones. Para calcular estas cifras, se utilizó el método de Peters y Timmerhaus (1991) [21] para el cálculo de los costos directos e indirectos para una planta que procesa fluidos, aplicando índices de actualización de costos Marshall & Swift.

En el proceso diseñado, se requiere gas combustible para el horno y energía eléctrica para bombas, compresores, torres de enfriamiento, instrumentos e iluminación, entre otros. Del proceso, se obtiene una corriente de butano que puede utilizarse como combustible, la cual puede satisfacer el 80% del requerimiento de gas del horno. El resto, equivalente a 2461 kW, debe abastecerse de la red de gas natural. Para estimar el consumo de electricidad, se consideraron los consumos de bombas y compresores de la simulación, de los motores de las torres de enfriamiento seleccionadas, y un 20% adicional para iluminación, instrumentación y bombas no contempladas, obteniendo un costo anual de 1,07 millones de USD. Muchos ingenios cogeneran energía con el vapor excedente de la planta, por lo que sería posible abastecer el proceso, aunque no sea totalmente, con energía renovable, mejorando así la huella de carbono del producto.

El precio del etanol se asumió en 0,66 USD/litro. El precio del SAF se fijó en 2500 USD/t, siguiendo proyecciones de mercado de IATA (2024) [22]. Como se produce una gran cantidad de nafta sustentable, se tuvieron en cuenta los ingresos por la venta de este producto, considerando un precio equivalente al de la nafta de origen fósil, 1,13 USD/litro. El costo del etanol representó el 92,6% de los costos operativos, subrayando su influencia en la rentabilidad del proyecto.

Los resultados económicos mostraron un VAN de 19 millones de USD, una TIR del 14% y un periodo de repago de 5,5 años.

La sensibilidad de los indicadores económicos también se analizó frente a variaciones en los precios del SAF y del etanol. Como se observa en la Fig. 10, un incremento en el precio del etanol a 0,70 USD/litro reduce la TIR a 9%, mostrando la importancia de este factor para preservar la viabilidad económica del proyecto. Además, se observó el efecto del precio del SAF en la rentabilidad, dando como resultado que un aumento del 10% en el precio del SAF eleva la TIR al 20% (Fig. 11).

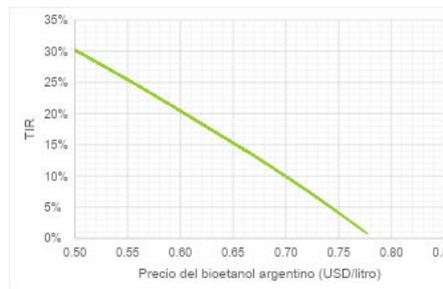


Fig. 10. TIR en función del precio del etanol (SAF a 2500 USD/ton).

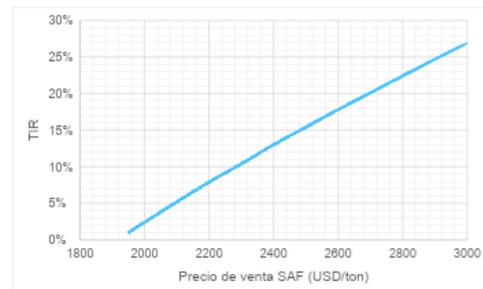


Fig. 11. TIR en función del precio del SAF (etanol a 0,66 USD/litro).

5 Conclusiones

Este estudio constituye una primera aproximación a la factibilidad técnica del proceso de producción de kerosén parafínico sintético a partir de etanol de la industria sucroalcoholera, demostrando que los simuladores de procesos son herramientas indispensables para diseñar y analizar sistemas complejos que involucran múltiples

operaciones unitarias. Bajo las condiciones planteadas, se puede obtener 0,29 litros de kerosén parafínico sintético por cada litro de bioetanol puro procesado. El combustible de aviación obtenido cumple con las especificaciones requeridas.

El análisis económico reveló que la producción de SAFs mediante la vía *Alcohol a Jet Fuel* es potencialmente rentable bajo ciertas condiciones de mercado. A través de estudios de caso se evidenció la influencia de algunos factores en la rentabilidad del proceso.

Sin embargo, se debe tener en cuenta que este es un estudio preliminar donde se consideran modelos de conversión en lugar de cinéticas detalladas. Es necesario ampliar la investigación y desarrollo de las etapas reactivas del proceso propuesto con estudios experimentales a escala piloto para mejorar el diseño y optimizar las condiciones operativas. Resta, además, realizar evaluaciones de impacto ambiental, preferentemente mediante análisis de ciclo de vida del proceso, para asegurar la sostenibilidad de la producción y la certificación de kerosén parafínico sintético bajo las normas de sustentabilidad que requiere el producto.

Agradecimientos

Los autores agradecen a la Universidad Nacional de Tucumán, a la Agencia I+D+i por el proyecto PICT-2021-00826 y, a CONICET por el proyecto PIP-1007 y la beca doctoral de A.M.C.

Referencias

1. Prussi, M., Lee, U., Wang, M., Malina, R., Valin, H., Taheripour, F., ... & Hileman, J. I. (2021). CORSIA: The first internationally adopted approach to calculate life-cycle GHG emissions for aviation fuels. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 150, 111398. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111398>.
2. International Aviation Transport Association (IATA): Annual Review 2024 (2024). <https://www.iata.org/contentassets/c81222d96c9a4e0bb4ff6ced0126f0bb/iata-annual-review-2024.pdf>. Consultada el 30 de diciembre de 2024.
3. Wang, X., Guo, L., Lv, J., Li, M., Huang, S., Wang, Y., & Ma, X. (2023). Process design, modeling and life cycle analysis of energy consumption and GHG emission for jet fuel production from bioethanol in China. *Journal of Cleaner Production*, 389, 136027. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2023.136027>.
4. Holladay, J., Abdullah, Z., Heyne, J. (2020). Sustainable Aviation Fuel: Review of Technical Pathways. U.S. Department of Energy. <https://doi.org/10.2172/1660415>.
5. Geleynse, S., Brandt, K., Garcia-Perez, M., Wolcott, M., & Zhang, X. (2018). The alcohol-to-jet conversion pathway for drop-in biofuels: techno-economic evaluation. *ChemSusChem*, 11(21), 3728-3741. <https://doi.org/10.1002/cssc.201802487>.
6. Unisim Design Suite®—Software for Process Design and Simulation. Honeywell International Inc.: <https://www.honeywellprocess.com>. Consultada el 30 de diciembre de 2024.
7. Romero-Izquierdo, A. G., Gómez-Castro, F. I., Gutiérrez-Antonio, C., Hernández, S., & Errico, M. (2021). Intensification of the alcohol-to-jet process to produce renewable aviation

- fuel. *Chemical Engineering and Processing-Process Intensification*, 160, 108270. <https://doi.org/10.1016/j.ccp.2020.108270>.
8. Kagymanova, A. P., Chumachenko, V. A., Korotkikh, V. N., Kashkin, V. N., & Noskov, A. S. (2011). Catalytic dehydration of bioethanol to ethylene: Pilot-scale studies and process simulation. *Chemical Engineering Journal*, 176, 188-194. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.06.049>.
 9. Fan, D., Dai, D. J., & Wu, H. S. (2012). Ethylene formation by catalytic dehydration of ethanol with industrial considerations. *Materials*, 6(1), 101-115. <https://doi.org/10.3390/ma6010101>.
 10. Maia, J. G. S. S., Demuner, R. B., Secchi, A. R., Melo, P. A., Carmo, R. W. D., & Gusmão, G. S. (2018). Process modeling and simulation of an industrial-scale plant for green ethylene production. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 57(18), 6401-6416. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b00776>.
 11. Zarpelón, F. (2023). Destilación de etanol. Ferullo Burke, Tucumán. ISBN 978-631-00-0325-2.
 12. Woo, Y., Shin, M., Suh, Y. W., & Park, M. J.: Kinetic Modeling of Ethylene Oligomerization to High-Chain-Length Olefins Over Al-SBA-15-Supported Ni Catalyst with LiAlH₄ Co-catalyst. *Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis* 132, 499-511, (2021). <https://doi.org/10.1007/s11144-021-01939-4>.
 13. Finiels, A., Fajula, F., & Hulea, V.: Nickel-based solid catalysts for ethylene oligomerization – a review. *Catal. Sci. Technol.* 4, (2014). <https://doi.org/10.1039/C4CY00305E>.
 14. Heveling, J., Nicolaidis, C. P., & Scurrall, M. S.: Catalysts and conditions for the highly efficient, selective and stable heterogeneous oligomerisation of ethylene. *Applied Catalysis A: General* 173(1), 1-9, (1998). [https://doi.org/10.1016/S0926-860X\(98\)00147-1](https://doi.org/10.1016/S0926-860X(98)00147-1).
 15. Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya D. (2018). *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Prentice Hall. ISBN: 9780132618120.
 16. Fuchs, C., Arnold, U., & Sauer, J. (2023). (Co-) Oligomerization of Olefins to Hydrocarbon Fuels: Influence of Feed Composition and Pressure. *Chemie Ingenieur Technik*, 95(5), 651-657. <https://doi.org/10.1002/cite.202200209>
 17. Tan, E. C., Snowden-Swan, L. J., Talmadge, M., Dutta, A., Jones, S., Ramasamy, K. K., ... & Zhang, Y. (2017). Comparative techno-economic analysis and process design for indirect liquefaction pathways to distillate-range fuels via biomass-derived oxygenated intermediates upgrading. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 11(1), 41-66. <https://doi.org/10.1002/bbb.1710>
 18. Cuezco, A. M., Araujo, P. Z., Wheeler, J., & Mele, F. D. (2023). Modeling and environmental implications of methanol production from biogenic CO₂ in the sugarcane industry. *Journal of CO₂ Utilization*, 67, 102301. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2022.102301>.
 19. Linnhoff, B., & Townsend, B. W. (1982). Designing total energy systems. *Chem. Eng. Prog.:(United States)*, 78(7).
 20. Dimian, A. C., Bildea, C. S., & Kiss, A. A. (2019). *Applications in design and simulation of sustainable chemical processes*. Elsevier.
 21. Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (1991). Cost estimation. Plant design and economics for chemical engineers, 150-215.
 22. International Aviation Transport Association. (2024). CORSIA Handbook. <https://www.iata.org/contentassets/fb745460050c48089597a3ef1b9fe7a8/corsia-Handbook.pdf>