

Producción sostenible de etileno en Ecuador: análisis comparativo entre craqueo de nafta y procesos basados en biomasa de papa andina de descarte

Gabriel Vaca-Medrano¹, Sonia Quiroga Quisaguano¹, Kimberly Rizzo^{1,2}, Dimas Pincay^{1,2}, José Álvarez-Barreto^{1*}

¹Departamento de Ingeniería Química, Colegio de Ciencias e Ingenierías, Universidad San Francisco de Quito USFQ, Quito, Ecuador.

²Universidad Ecotec, Km. 13.5 Samborondón, Samborondón, EC092302, Ecuador.

³Departamento de Ingeniería Química, Escuela de Ingeniería, Universidad Santiago de Compostela, Campus Vida, 15705 Santiago de Compostela, España.

*Autor correspondiente/Corresponding author; email: jalvarezb@usfq.edu.ec

Sustainable ethylene production in Ecuador: comparative analysis between naphtha cracking and biomass-based processes using andean potato waste

Resumen

Ecuador, un país altamente dependiente de su industria petrolera, enfrenta la necesidad de importar derivados del petróleo debido a la falta de un sector petroquímico desarrollado. En este estudio se evalúa comparativamente la viabilidad técnica, económica y ambiental de tres rutas para la producción de etileno, con un enfoque hacia procesos más sostenibles y amigables con el ambiente. La primera, el proceso lineal tradicional basado en el craqueo térmico de nafta, destaca por su madurez tecnológica y menores costos iniciales, pero se basa en la secuencia de “extraer, producir, desechar”, lo que genera un alto impacto ambiental debido a la gran cantidad de energía requerida y las significativas emisiones de gases de efecto invernadero. Por otro lado, las dos rutas circulares propuestas utilizan residuos agrícolas de papa como biomasa para la producción de etileno: (a) fermentación de biomasa para obtener bioetanol seguido de una deshidratación catalítica y (b) digestión anaeróbica de biomasa para obtener metano seguido de un proceso de electrocatálisis y deshidratación catalítica de etanol. Los resultados del estudio indican que, a pesar de que estas rutas enfrentan desafíos técnicos y económicos, como bajos rendimientos, más implementación de equipos para tratamiento de materia prima y mayores costos iniciales, ofrecen beneficios ambientales alineados con los principios de la química verde, tales como la reducción de emisiones de carbono, el uso de materias primas renovables y una mayor eficiencia energética. De los dos procesos circulares analizados, la fermentación se considera la opción más aplicable debido a la disponibilidad de biomasa y la madurez del proceso en la industria local, a pesar de tener un costo 2.6 veces mayor que el proceso lineal. Si bien la producción de etileno a partir de nafta sigue siendo la opción más viable en términos económicos y tecnológicos, el desarrollo de una industria de bioetileno sostenible sigue teniendo desafíos de escalabilidad, rendimientos y altos costos iniciales, pero permitiría valorizar los residuos agrícolas, diversificando la matriz productiva del país y posicionando a Ecuador como un referente en innovación verde en América Latina.



Licencia Creative Commons
Atribución-NoComercial 4.0



Editado por /
Edited by:
Sebastián Ponce

Recibido /
Received:
19/12/2024

Aceptado /
Accepted:
04/05/2025

Publicado en línea /
Published online:
09/02/2026



Palabras claves: bioetileno, biomasa, deshidratación catalítica, electrocatálisis, papa, valoración de residuos.

Abstract

Ecuador, a country highly dependent on its oil industry, faces the need to import petroleum derivatives due to the lack of a developed petrochemical sector. In this study, the technical, economic, and environmental feasibility of three routes for ethylene production is comparatively evaluated, with a focus on more sustainable and environmentally friendly processes. The first route, the traditional linear process based on the thermal cracking of naphtha, stands out for its technological maturity and lower initial costs, but it is based on the “extract, produce, dispose” sequence, which generates a high environmental impact due to the large amount of energy required and significant greenhouse gas emissions. On the other hand, the two proposed circular routes use potato agricultural waste as biomass for ethylene production: (a) biomass fermentation to obtain bioethanol followed by catalytic dehydration, and (b) anaerobic digestion of biomass to obtain methane followed by an electrocatalysis process and catalytic dehydration of ethanol. The results of the study indicate that, although these routes face technical and economic challenges, such as low yields, more equipment implementation for raw material treatment, and higher initial costs, they offer environmental benefits aligned with the principles of green chemistry, such as the reduction of carbon emissions, the use of renewable raw materials, and greater energy efficiency. Among the two circular processes analyzed, fermentation is considered the most applicable option due to the availability of biomass and the maturity of the process in the local industry, despite having a cost 2.6 times higher than the linear process. Although ethylene production from naphtha remains the most viable option in economic and technological terms, the development of a sustainable bio-ethylene industry still faces challenges related to scalability, yields, and high initial costs. However, it would allow the valorization of agricultural waste, diversifying the country's production matrix and positioning Ecuador as a reference in green innovation in Latin America.

Keywords: bio-ethylene, biomass, catalytic dehydration, electrocatalysis, potato, waste valorization.

INTRODUCCIÓN

Desde la década de los 70, Ecuador se convirtió en un actor importante dentro de la industria petrolera a nivel latinoamericano [1, 2] y, en consecuencia, la extracción de crudo pasó a ser una de las principales actividades económicas del país. De hecho, la relevancia de la industria extractiva nacional sigue siendo importante y es así como, por venta de crudo, el país obtuvo ingresos de más de diez mil millones de dólares en el 2022 [3]. Sin embargo, y a pesar de que Ecuador es considerado un país petrolero, nunca desarrolló su industria petroquímica, por lo que todavía se ve en la necesidad de importar químicos, intermediarios y combustibles de mayor valor agregado que el crudo sin refinar para suplir la demanda interna y así cubrir las necesidades de la población [4, 5].



En este contexto, uno de los principales productos relativos al refinamiento del petróleo es el etileno (C_2H_4) [6, 7], que es la más simple de las olefinas. Se trata de un gas inflamable a temperatura ambiente, incoloro, no corrosivo, no tóxico, ligeramente soluble en agua y soluble en la mayoría de los solventes orgánicos. Su importancia se debe a su estructura molecular, es decir, a su doble enlace carbono-carbono. Este enlace π es responsable de su reactividad química, y además, debido a su alta densidad electrónica, es susceptible a ataques de electrófilos. El etileno también es un agente alquilante activo, que puede usarse para la producción de monómeros importantes, como el etilbenceno, que se deshidrogena a estireno [8]. Además, el etileno es un compuesto orgánico crucial en la industria petroquímica, pues es utilizado principalmente en la producción de plásticos como el polietileno, diversos polímeros, fibras, resinas y materiales de empaque [8].

A pesar de existir una gran variedad de rutas para producir etileno a escala industrial, por ejemplo, pirólisis catalítico, deshidrogenación del etano, acoplamiento oxidativo de metano, entre otras; industrialmente, la ruta más utilizada es el craqueo térmico de hidrocarburos, y entre ellos la nafta [9, 10].

El mercado interno del etileno en el Ecuador no es relevante, pues, por ejemplo, en el 2023, de acuerdo con el Observatorio de la Complejidad Económica, el país solamente importó esta sustancia por un costo de 622 mil dólares. No obstante, la demanda de los derivados de etileno sí tiene relevancia. Es así como en el mismo año, se importaron 235 millones de dólares en polímeros de etileno en formas primarias [11]. Esta diferencia significativa demuestra la inexistencia de una industria de transformación de materias primas en Ecuador, sin esto significar que la demanda de productos derivados del petróleo sea igual de irrelevante. Por lo tanto, iniciar una industria petroquímica en el país podría contribuir de manera positiva a la economía local y también posicionar mejor al Ecuador dentro del mercado latinoamericano.

No obstante, el uso de hidrocarburos para la producción de intermediarios químicos como el etileno tiene repercusiones ambientales importantes, pues la industria química y petroquímica contribuyen en gran medida al cambio climático. De hecho, este tipo de industrias contribuye con alrededor del 18 % de las emisiones industriales directas de CO_2 a nivel mundial [12]. Por esta razón, existen esfuerzos globales para buscar nuevas rutas productivas que permitan obtener los mismos precursores e intermediarios químicos de forma más sostenible y, dado que Ecuador no tiene un sector industrial de transformación desarrollado, iniciar su industria química desde una perspectiva sostenible puede ser una oportunidad que amerita un análisis más profundo.

Entre estas nuevas alternativas de producción sostenible se han considerado potencialmente viables aquellas que utilizan biomasa lignocelulósica y no lignocelulósica en vez de hidrocarburos como materia prima [13, 14]. Al utilizar biomasa, el CO_2 emitido tanto por degradación como por transformación, no contribuye al cambio climático ya que forma parte del ciclo del carbono, a diferencia de los combustibles fósiles. En este contexto, se ha demostrado que es posible obtener etileno a través de la deshidratación catalítica de etanol [15, 16]. A su vez, una ruta viable para la obtención de bioetanol es a través de la degradación de azúcares provenientes de residuos agrícolas [17, 18, 19]. Obtener bioetanol como producto intermedio para la producción de etileno de forma eficiente representa todavía un



reto debido a los bajos rendimientos de fermentación o digestión, y a la necesidad de pretratamientos tanto físicos como químicos que en última instancia complejizan los procesos productivos e incrementan los costos.

Dado el caso, el presente estudio tiene por objetivo presentar un análisis comparativo de tres rutas de producción de etileno en Ecuador. Dos a partir de bioetanol como intermediario químico, y una a partir del craqueo de nafta, en términos de viabilidad técnica, económica y de sostenibilidad ambiental del proceso, considerando sus posibles implicaciones a nivel nacional y regional.

MATERIALES Y MÉTODOS

Materia prima: Craqueo térmico de nafta

El etileno puede sintetizarse a partir de diversas materias primas, entre las cuales se incluyen principalmente nafta y etano [20]. La nafta es una fracción derivada del petróleo y representa aproximadamente entre el 15 % y el 30 % del peso total del crudo [21]. Además de hidrocarburos, esta fracción puede contener azufre, nitrógeno, vanadio, níquel y sodio [22]. En este estudio, se ha considerado la posible utilización de la nafta producida en la refinería de Shushufindi como base de modelado, la cual, según datos estadísticos de EP Petroecuador, registró una producción promedio anual de 884 096 barriles en los últimos cuatro años [23], lo que respalda la viabilidad de obtener esta materia prima en el mercado ecuatoriano.

Proceso productivo

La producción de etileno comienza con el ingreso de la nafta y el vapor de agua al horno de craqueo que opera entre 750 – 800 °C. El gas de craqueo pasa a la fase de enfriamiento y recuperación de energía para luego dirigirse a un compresor y posteriormente a una segunda fase de refrigeración. Paso seguido, los gases de craqueo son enviados a un fraccionador. En este punto, se obtienen diferentes subproductos como el hidrógeno y el metano que se asume que son reutilizados en el proceso de combustión; así como etileno que atravesará una última etapa de compresión y envasado.

Circularidad

La metodología desarrollada en este estudio se enfocó en el diseño preliminar de dos rutas sostenibles para la producción de etileno a escala industrial, priorizando la viabilidad técnica y económica, además de la sostenibilidad ambiental. En este contexto, se detallan los criterios y procedimientos utilizados para el diseño.

En primer lugar, se analizó el impacto ambiental y energético de los métodos convencionales de producción de etileno, especialmente el método basado en craqueo térmico de la nafta. Esto incluyó la evaluación de sus principales desventajas, como el uso de recursos no renovables, el consumo energético elevado y la generación de subproductos contaminantes.



Posteriormente, con base en estudios previos se establecieron criterios clave para el diseño de rutas sostenibles, incluyendo:

- Uso eficiente de recursos renovables [24].
- Minimización de residuos sólidos, líquidos y gaseosos [25].
- Recirculación de insumos y subproductos dentro del proceso [26].
- Reducción en el consumo energético y uso de energías limpias [27].

De esta forma se definieron dos rutas verdes basadas en la producción de bioetanol para su posterior transformación en etileno. La primera utiliza un proceso convencional de fermentación alcohólica mientras que la segunda consiste en una conversión catalítica de biometano a etanol. Ambas rutas fueron evaluadas para incluir estrategias de recirculación de insumos y subproductos, asegurando un ciclo cerrado de materiales en la medida de lo posible.

Procesos circulares

Descripción del proceso productivo y selección de materia prima

En este estudio de modelado, se evaluaron dos procesos que utilizaron residuos agrícolas como materia prima para la producción de etileno empleando etanol como intermediario. El primer proceso se basó en la obtención de etanol mediante fermentación alcohólica de residuos agrícolas, mientras que el segundo se basó en un proceso de digestión anaeróbica del mismo tipo de residuo agrícola seguido de una conversión catalítica. Posteriormente, el etanol generado en ambas vías se transformó en etileno mediante deshidratación catalítica [28]. Por lo tanto, la principal diferencia entre los procesos residió en las rutas propuestas para la producción de bioetanol.

Biomasa como materia prima

Este análisis fue realizado exclusivamente mediante revisión de literatura científica. Se priorizaron estudios realizados en Ecuador o regiones con condiciones climáticas similares. Los valores reportados en la literatura se utilizaron para definir parámetros clave de la biomasa, como contenido de humedad, almidón, fibras y cenizas. Estos datos sirvieron de base para modelar los procesos de conversión bioquímica.

En cuanto a los criterios de selección, los parámetros más relevantes incluyeron:

- Alta disponibilidad en el contexto local.
- Composición adecuada para la conversión en etanol.
- Impacto ambiental y social positivo al valorizar un residuo agrícola.



Generación de las simulaciones

Se evaluó el modelo convencional de producción de etileno mediante el craqueo térmico de nafta, identificando los principales aspectos susceptibles de mejora en términos de circularidad del proceso. A partir de este análisis, se propuso sustituir la materia prima basada en hidrocarburos por biomasa de descarte, desarrollando así dos modelos alternativos de producción. Para el diseño de ambos procesos, se realizaron simulaciones utilizando el software Aspen Plus V14, incluyendo cálculos de parámetros termodinámicos y balances de masa y energía, basados en datos extraídos de la literatura científica sobre condiciones operativas y rendimientos. Este enfoque permitió una comparación integral de las alternativas propuestas frente al modelo convencional, considerando criterios técnicos, económicos y ambientales.

Asimismo, los supuestos para generar el modelo fueron los siguientes:

- Estado estacionario.
- Aunque la conversión de almidón y glucosa no es del 100 %, los intermediarios se consideraron insignificantes.

Craqueo térmico de nafta

En este caso, se utilizaron los datos reportados por Silva y colaboradores en cuanto a composición de la nafta [22]. Con base en este artículo se eligieron las moléculas más representativas: pentano, hexano, heptano y benceno. Luego, se modelaron las reacciones de craqueo de forma que los resultados de la simulación sean similares a los reportados por Seifzadeh y colaboradores para validar los porcentajes de conversión [29]. Adicionalmente, las etapas de separación fueron modeladas con base en el estudio de Meindersma [30].

Fermentación de biomasa

A pesar de no haber modelado la etapa de molienda, para este proceso se consideró un molino de martillos para la reducción del tamaño de partícula de la papa de descarte. Además, el proceso propuesto cuenta con una etapa de pretratamiento que involucra la hidrólisis ácida del almidón de papa, proceso destinado a romper la matriz sólida del tubérculo y liberar los azúcares disponibles. Posteriormente, se buscaron datos de la literatura, con especial énfasis en la tasa de conversión de almidón a glucosa y de glucosa a etanol, por lo que se decidió tomar como base los resultados reportados por Chuquin y Davis. [31, 32]. Además, para la transformación de etanol a etileno se tomó en cuenta las reacciones tanto principales como intermedias de acuerdo con lo indicado en el artículo de Mohsenzadeh et al. [33].

Digestión de biomasa

Para este proceso se tomó como base la tasa de metanización de los residuos de papa reportados por Parawira et al. [34]. Para el enriquecimiento del metano, producto de la digestión anaerobia, se consideró una torre de adsorción. Debido a la estabilidad de



la molécula de metano, su conversión a etanol no es una reacción espontánea. Por lo tanto, para el modelo se evaluó la conversión electrocatalítica de metano a alcoholes de cadena corta en condiciones de presión y temperatura ambiente, mediante un catalizador Cu-Ni@NiO₂ debido a su alto rendimiento [35]. Los productos de la reacción electrocatalítica son metanol y etanol, por lo que una etapa adicional de separación fue necesaria.

*Datos adicionales sobre las bases de diseño pueden ser encontradas en el material suplementario.

Estimación de costos

Con el fin de realizar una primera aproximación a los costos de construcción e instalación de las plantas de producción de etileno que se estudian en este artículo, se utilizaron los balances de materia de cada proceso para dimensionar los equipos en función del caudal másico o volumétrico en cada operación unitaria. Con base en los resultados obtenidos, se buscó información de los precios de los equipos necesarios. Después, se aplicó una tasa de nacionalización del 40 % a cada equipo con el fin de estimar los aranceles de importación y, finalmente, se aplicó el factor de Hand correspondiente para calcular los costos internos de la planta (ISBL). Posteriormente, se calcularon los costos externos de la planta (OSBL), los costos de ingeniería y contingencia como factores de los ISBL y OSBL, así como los costos de operación y costos variables por compra de materias primas [36].

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Biomasa

Para la selección de la biomasa, se optó por utilizar papa de descarte (*Solanum tuberosum*) producida en Ecuador. Este material fue elegido debido a su abundancia, bajo costo y alto contenido de almidón, características que lo convierten en un recurso viable para la obtención de etanol. De hecho, la papa es el cuarto cultivo alimentario más importante del mundo, con una producción estimada de 388 millones de toneladas en 2017, liderada por Asia con más del 50.4 % del total mundial y seguida por Europa (31.5 %), América (11.4 %), África (6.4 %) y Oceanía (0.6 %) [37]. Por otro lado, en el año 2017, en el Ecuador se produjeron 377 mil toneladas de papa, principalmente en el norte y centro de la región interandina, siendo la provincia del Carchi la mayor productora con el 36.14 % de la masa [38].

Tratándose de un producto perecedero, si no se maneja adecuadamente en su cosecha, manipulación y transporte, la papa se deteriora rápidamente y deja de ser apta para el consumo humano. Como consecuencia, las pérdidas generalmente llegan a un 25 % del valor de la cosecha. Esto significa que la cuarta parte de lo que se produce en el campo no llega al consumidor [39]. No obstante, otros estudios indican que en Ecuador el porcentaje de papa de desecho es inferior, alcanzando solamente el ~13 % de la producción [31, 39, 40].



La “papa de rechazo”, es la porción de papa cultivada que no se puede comercializar en las ciudades del país por los siguientes motivos: el tamaño del producto es muy pequeño para su venta, errores en la cosecha que provocaron cortes o irregularidades en el producto, o el producto creció con deformidades o cavidades [39].

Actualmente, la papa de desecho se utiliza como alimento para animales, abono para los terrenos o para el consumo propio de agricultores; sin embargo, esta podría tener un uso potencial como una materia prima para la elaboración de bioetanol y, en consecuencia, de bioetileno.

Ahora bien, en cuanto a composición de la papa, esta puede contener entre un 69.4 y un 72.3 % de almidones y más de un 88 % en carbohidratos totales, lo que supondría entre un 5.4 y un 10 % de proteínas [40]. Es decir, debido a su alto contenido de azúcares, resulta ser un sustrato adecuado tanto para ser sometido a procesos de fermentación anaeróbica con el objetivo de producir metano, como a procesos de fermentación alcohólica con el fin de obtener etanol.

Diseño de las plantas

Las bases del diseño del proceso para la producción de etileno se muestran en la Tabla 1. Se estandarizó el flujo másico de materia prima en función de la disponibilidad de papas de descarte disponibles en la provincia del Carchi, Ecuador. Es decir, se asumió una producción de papa anual en Ecuador de 377 mil toneladas, de las cuales cerca del 36 % son producidas en la provincia del Carchi, y de ese porcentaje, aproximadamente el 18.9 % corresponde a la fracción descartada (porcentaje que a su vez representa el promedio de la producción descartada en el país según la literatura) [31, 38, 39]. Además, se asume que todas las plantas propuestas operan durante 24 horas, 350 días al año (asumiendo 15 días de detención de la planta por actividades de mantenimiento). De esta manera, tanto el flujo másico de nafta como de biomasa fueron de 3.067 t/h y el rendimiento del producto principal fue comparable.

Tabla 1. Resumen de las bases de diseño.

Base de diseño	Producción lineal	Producción circular	
	Craqueo térmico de nafta	Proceso Circular 1: Fermentación de biomasa	Proceso Circular 1: Digestión de biomasa
Ubicación	Shushufindi-Sucumbíos u otra zona petrolera con disponibilidad de la materia prima.	Carchi: Provincia que concentra la mayor producción de papa en el país con 38 % del total nacional [38, 39].	
Materia prima	Nafta: Producción: 884 096 barriles, promedio anual en los últimos 4 años.	Residuos agrícolas: papa Composición general: • 20 % de materia seca, • 60-80 % es almidón (70 -80 % es amilopectina). [40].	



Base de diseño	Producción lineal	Producción circular
Especificaciones del producto	Etileno Fórmula química: • C_2H_4 • Gas incoloro • Corazón de la planta: horno de craqueo • Combustión 800°C • Baja solubilidad en agua • Pureza: alta • Altamente inflamable • Temperatura de autoinflamación: 450 °C • Presentación final: Tanques de 50 o 200 litros	Bioetileno • Alternativa más sostenible • C_2H_4 • Gas incoloro • Baja solubilidad • La biomasa requiere pretratamiento • Baja solubilidad en agua • Altamente inflamable • Presentación final: Tanques de 50 o 200 litros
	• Necesita enfriamiento a 50 °C • Corazón de la planta: fermentación	Corazón de la planta: reactor electrocatalítico con catalizador Cu-Ni@NiO ₂
Caudal del producto	Flujo másico: 3.067 t/h (nafta y biomasa) Consideraciones: 24 horas de operación 350 días de funcionamiento	

Craqueo térmico de nafta

En la Figura 1 se muestra el diagrama de la producción de etileno mediante craqueo térmico de nafta.

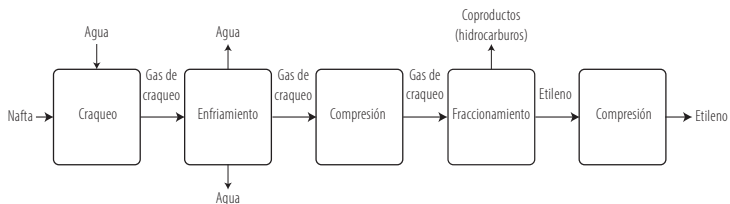


Figura 1. Diagrama de flujo simplificado de la planta de producción de etileno por craqueo térmico de nafta.

El diagrama de flujo del modelo de la planta que funciona por craqueo de nafta se muestra en la Figura 2.

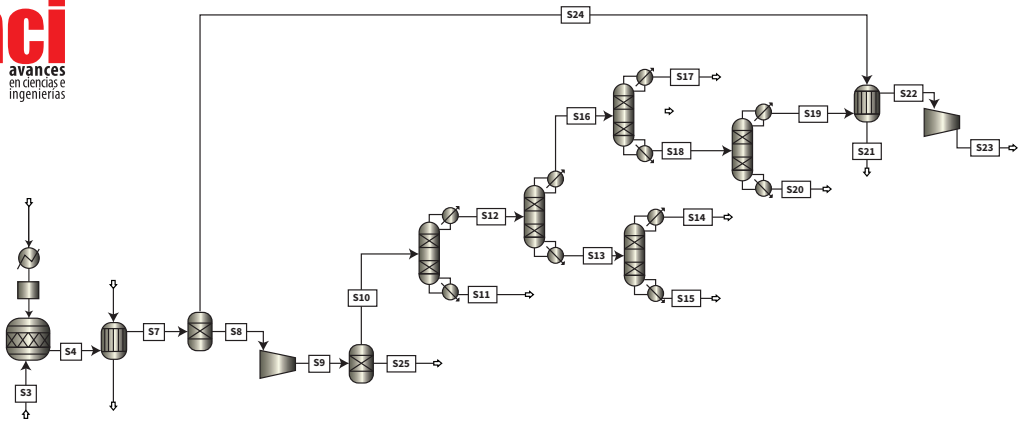


Figura 2. Diagrama de flujo de la planta de producción de etileno por craqueo térmico de nafta considerando una entrada de materia prima (nafta) de 3.067 t/h.

Las condiciones de operación y conversiones por reacción del horno de craqueo se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Resumen de los parámetros de operación y rendimiento utilizados para el modelaje del horno de craqueo.

Nomenclatura en la simulación	Tipo de equipo	Condiciones de operación	Unidades	Conversión fraccional	Conversión fraccional del componente	Estequiometría
B1	Horno de craqueo	1000	°C	0.98	Heptano	$2 C_7H_{16} \rightarrow 3 C_2H_4 + 2 C_3H_6 + 2 CH_4$
				0.99	Pentano	$C_5H_{12} \rightarrow C_2H_4 + C_3H_8$
				0.99	Hexano	$C_6H_{14} \rightarrow C_3H_6 + C_3H_8$
				0.45	Propano	$C_3H_8 + H_2O \rightarrow C_2H_4 + 3 H_2 + CO$
				0.99	Propano	$C_3H_8 \rightarrow CH_4 + C_2H_4$
		1	bar	0.9	Hidrógeno	$CO + 3 H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$
				0.25	Etileno	$2 C_2H_4 \rightarrow C_4H_{10}$
				0.5	Butano	$C_4H_{10} \rightarrow C_4H_6 + H_2$
				0.15	Monóxido de Carbono	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$
				0.07	Etileno	$C_2H_4 + H_2 \rightarrow C_2H_6$

Dado que la nafta es una mezcla de diversos hidrocarburos, se decidió modelar las reacciones de craqueo tomando como referencia su composición típica [22] y las reacciones estequiométricas asociadas. En el diagrama de proceso, la corriente S1 representa la alimentación de nafta al horno de craqueo, donde únicamente se eleva su temperatura sin modificar su composición, dando lugar a la corriente S2 a la



salida del calentador. La corriente S3 corresponde al caudal másico de vapor. Por su parte, S4 identifica la mezcla de hidrocarburos obtenida tras el craqueo; esta mezcla se enfría en un intercambiador, generando las corrientes S5 y S6, ambas de agua, mientras que S7 mantiene la misma composición que S4. El caudal másico S7 ingresa a un separador que remueve el agua que será posteriormente utilizada y se representa como S24, mientras que S8 es la corriente de hidrocarburos que ingresa a una etapa de compresión (S9) y posteriormente a una etapa de separación. La corriente S25 está compuesta únicamente por sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono, los cuales se consideran los componentes principales del “gas agrio” [41], mientras que la corriente S10 está compuesta por los gases de craqueo que a su vez atraviesan una etapa posterior de separación. El caudal másico S11 corresponde entonces a los hidrocarburos más pesados C5-C7 y el S12 a una fracción más ligera que a su vez atraviesa un proceso adicional de separación. En S13 se separan hidrocarburos C3 y C4 y gas de síntesis. S14 corresponde a una corriente mezclada de propileno y propano, mientras que S15 es una mezcla de butano, butadieno y gas de síntesis que, en este modelo, no atraviesa una siguiente etapa de purificación. Es así como, la corriente S16 está compuesta por metano, etileno y etano. En la corriente S17 el metano es separado de los hidrocarburos C2, los cuales corresponden a la corriente S18. Esta corriente atraviesa una siguiente etapa de purificación y el producto (etileno) sale por la corriente S19, mientras que el etano por S20. El etileno es enfriado mediante un intercambiador de calor que utiliza un flujo másico de agua proveniente de S24, S22 corresponde al etileno enfriado y S21 al agua calentada que sale del intercambiador de calor. El etileno es comprimido y finalmente sale por S23.

De la misma manera, el diagrama de flujo simplificado del modelo basado en fermentación de biomasa se muestra en la Figura 3 y en la Figura 4 se muestra el diagrama final del proceso (Tabla 3).

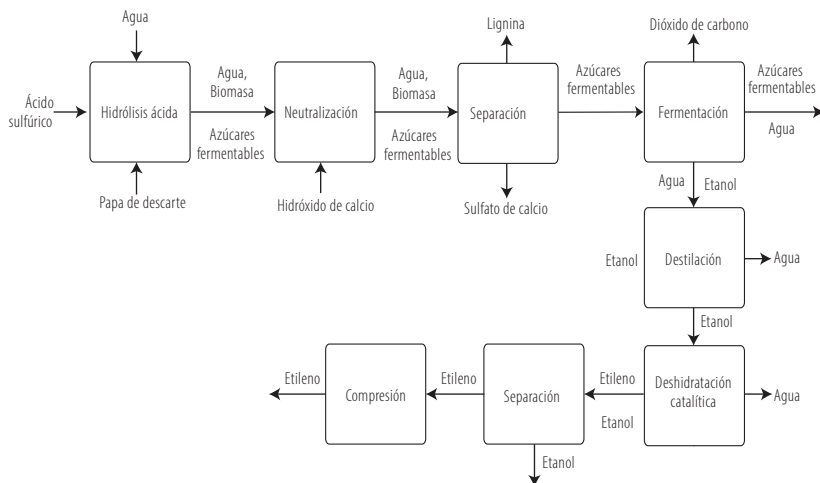


Figura 3. Diagrama de flujo simplificado de la planta de producción de etileno por deshidratación de etanol producido mediante fermentación de biomasa.

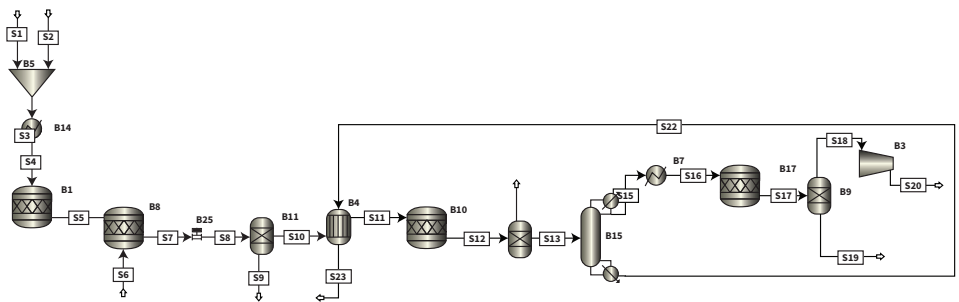


Figura 4. Diagrama de flujo de la planta de producción de etileno por deshidratación de etanol producido mediante fermentación de biomasa, considerando una entrada de materia prima (papas de descarte) de 3.067 t/h.

Tabla 3. Resumen de los parámetros de operación y rendimiento utilizados para el modelaje de los reactores principales donde ocurre la reacción química.

Nomenclatura en la simulación	Tipo de equipo	Condiciones de operación		Conversiones	Estequiometría	
		Unidades	Conversiones	Estequiometría		
B1	Reactor de hidrólisis	120	°C	0.89	Celulosa	$H_2O + C_6H_{10}O_5 \rightarrow C_6H_{12}O_6$
		1.5	bar			
B8	Reactor de neutralización	120	°C	1	Ácido sulfúrico	$H_2SO_4 + Ca(OH)_2 \rightarrow Ca(SO_4) + 2 H_2O$
		1.5	bar			
B10	Tanque de fermentación	27	°C	1	Dextrosa	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 CH_3CH_2OH + 2 CO_2$
		1	bar			
B17	Reactor de deshidratación catalítica	400	°C	0.97	Etanol	$CH_3CH_2OH \rightarrow H_2O + C_2H_4$
		10	bar			

El proceso consta de una etapa de pretratamiento físico de reducción de tamaño que no fue modelada en el *software* utilizado, sin embargo, se asume que, al entrar al proceso, la papa de descarte tiene un diámetro de partícula adecuado. Un flujo másico de biomasa de 3.067 t/h que corresponde a la corriente S1 se mezcla con agua (S2) en una proporción aproximada de 1:10 tomando como base el estudio de Jimenez-Gutiérrez [42]. El proceso es catalizado con ácido sulfúrico, el mismo que también ingresa por S2 y representa un 1 % del flujo de agua. Esta mezcla corresponde a la corriente S3 que posteriormente es calentada sin ningún cambio adicional en su composición y se representa con el flujo S4. Luego, S4 es enviado a una etapa de hidrólisis ácida a 120 °C y 1.5 bar y los productos hidrolizados corresponden a la corriente S5. Posteriormente, el flujo es enviado a una etapa de neutralización donde ingresa hidróxido de calcio sólido (S6) que será removido en una etapa posterior. La corriente S7 corresponde a los productos de la hidrólisis ya neutralizados, estos productos atraviesan una etapa de descompresión (S8) y después son enviados a un separador que remueve la fracción sólida (S9). Los productos de las hidrólisis libres de sólidos (S10) son enviados a un intercambiador de calor que reduce hasta 31 °C para comenzar la etapa de fermentación. El intercambiador de calor opera con un flujo de agua de 32.2 t/h.



La etapa de producción de etanol ocurre en un tanque de fermentación y se asume que 100 % de los azúcares liberados del almidón son fermentados, entonces la corriente S22 corresponde al flujo de agua fría de entrada y el flujo S23 al flujo de agua caliente que ya atravesó el intercambiador de calor. Es así como S11 corresponde a los azúcares fermentables que ingresan al reactor y S12 corresponde a los productos de la fermentación.

Los productos de la fermentación se envían a un separador ideal, el cual elimina el dióxido de carbono generado como subproducto (corriente S13). Posteriormente, el flujo se dirige a un destilador, simulado también como un separador ideal, a través de la corriente S14, donde se concentra el etanol. El etanol obtenido se extrae por la corriente S15 y se conduce hacia un calentador.

El agua separada del alcohol corresponde a la corriente S23, la cual se recircula hacia una etapa previa del proceso. Una vez calentado, el etanol conforma la corriente S16, que alimenta un reactor de deshidratación catalítica con Al_2O_3 , operando a presión atmosférica, 400 °C y 10 bar.

El etileno producido en la deshidratación se obtiene en la corriente S17, la cual se envía a un separador que remueve el agua (corriente S19). El etileno purificado (corriente S18) se conduce a una etapa de compresión, dando lugar al etileno comprimido en la corriente S20.

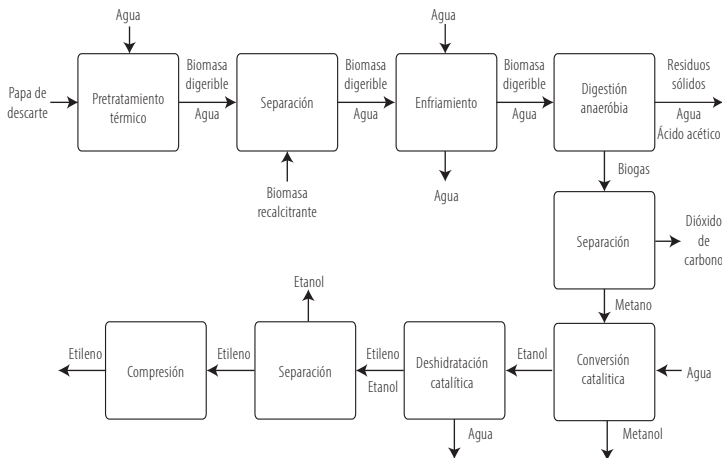


Figura 5. Diagrama de flujo simplificado de la planta de producción de etileno por deshidratación de etanol producido mediante digestión anaeróbica de biomasa seguida de una etapa de conversión catalítica con $Cu-Ni@NiO_2$.

El segundo proceso modelado para la obtención de bioetileno fue la oxidación electrocatalítica del metano con catalizador para producción de alcoholes de bajo carbono, con selectividad mejorada hacia el etanol. Para este proceso se consideró la misma biomasa de alimentación del proceso de fermentación, es decir, tres toneladas de papas de descarte por hora, detallada en el balance de masa, mostrado en la Figura 5 y Figura 6.

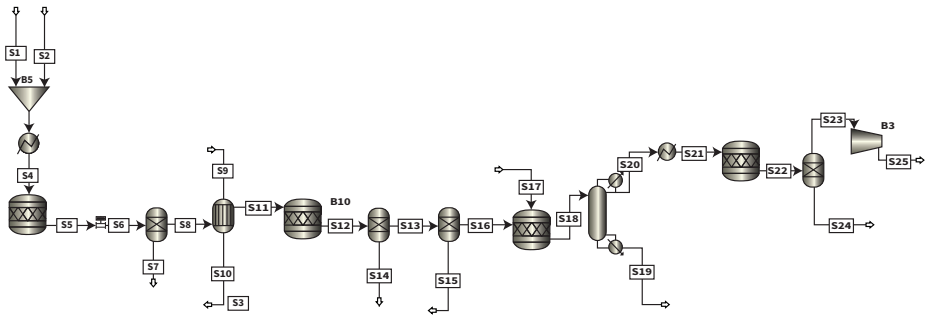


Figura 6. Diagrama de flujo de la planta de producción de etileno por deshidratación de etanol producido mediante digestión anaeróbica de biomasa seguida de una etapa de conversión catalítica con Cu-Ni@NiO₂, considerando una entrada de materia prima (papas de descarte) de 3.067 t/h.

Tabla 4. Resumen de los parámetros de operación y rendimiento utilizados para el modelaje de los reactores principales donde ocurre reacción química.

Nomenclatura en la simulación	Tipo de equipo	Condiciones de operación	Unidades	Conversión fraccional	Conversión fraccional del componente	Estequiometría
B1	Reactor de hidrólisis	120 1.5	°C bar	0.6	Celulosa	$H_2O + C_6H_{10}O_5 \rightarrow C_6H_{12}O_6$
B10	Tanque de metanización	27	°C	1	Dextrosa	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 CH_3CH_2OH + 2 CO_2$
				1	Etanol	$2 CH_3CH_2OH + CO_2 \rightarrow 2 CH_3COOH + CH_4$
		1	bar	0.9	Etanol	$CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COOH + 2 H_2$
				0.79	Ácido acético	$CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2$
B6	Reactor de conversión catalítica de metano	25 1	°C bar	0.99	Hidrógeno	$CO_2 + 4 H_2 \rightarrow CH_4 + 2 H_2O$
				0.55	Metano	$2 CH_4 + H_2O \rightarrow CH_3CH_2OH + 2 H_2$ $CH_4 + H_2O \rightarrow CH_3OH + H_2$
B17	Reactor de deshidratación catalítica	400	°C	0.97	Etanol	$CH_3CH_2OH \rightarrow H_2O + C_2H_4$
		10	bar			

La biomasa que corresponde a la corriente S1 (3.067 t/h) se mezcla con agua (S2) a en una proporción aproximada de 1:10 de manera similar que en el proceso anterior. La corriente S3, a su vez, corresponde al flujo de biomasa-agua que ingresa a un calentador y por consiguiente S4 corresponde al mismo flujo másico después de atravesar un calentador. En este caso, se consideró una etapa de pretratamiento químico en un



reactor a 120 °C y 1.5 bar, no obstante, en este caso no se catalizó la reacción con ningún ácido a diferencia del proceso anterior.

Los productos del pretratamiento (S5) pasan una etapa de descompresión y el flujo se representa como S6, posteriormente son enviados a una etapa de separación donde se remueve la lignina por la corriente S7 y el material no hidrolizado (S8) a un intercambiador de calor que reduce la temperatura del flujo de productos hasta 26 °C para iniciar la etapa de digestión. Las corrientes S9 y S10 corresponden a la entrada y salida de agua del intercambiador de calor respectivamente, mientras que S11 es el producto líquido de la hidrólisis que ingresa a una etapa de fermentación.

El reactor fue diseñado para operar a presión atmosférica y temperatura ambiente bajo condiciones anaeróbicas. Una vez generado el biogás, la corriente S12 se dirige a un separador que remueve el agua (S14). El gas seco resultante (S13) se conduce posteriormente a un segundo separador para eliminar el dióxido de carbono (S15). En la simulación, ambos equipos se representaron como separadores ideales. A continuación, la corriente de metano puro (S16) alimenta un reactor de electrocatálisis, donde el hidrocarburo se transforma en alcoholes simples (principalmente etanol y metanol). El proceso ocurre en presencia de agua (corriente S17) y utilizando un catalizador de Cu-Ni@NiO₂, bajo condiciones ambientales de presión y temperatura.

La corriente resultante (S18), compuesta por alcoholes, se somete a una etapa de separación que permite obtener metanol (S19) y etanol (S20). El etanol separado se conduce a un calentador y, a través de la corriente S21, alimenta un proceso de deshidratación catalítica, siguiendo un esquema análogo al descrito previamente.

El efluente de esta etapa (S22), constituido por una mezcla de etileno y agua, se envía a un separador que produce dos corrientes: etileno puro (S23), que posteriormente se comprime y se obtiene como producto final en la corriente S25, y agua residual (S24), correspondiente al subproducto del proceso de deshidratación catalítica.

El balance de masa y el rendimiento porcentual de etileno con respecto a la masa de materia prima para cada proceso se detalla en la Tabla 5.

Tabla 5. Resultados principales de los balances de masa de cada proceso.

Proceso	Materia prima	Flujo de entrada (t/h)	Flujo másico de etileno producido (t/h)	Coproductos	Flujo másico (t/h)
Craqueo de nafta	Nafta	3.067	1.24	Propileno	0.500
				Propano	0.010
				Hidrógeno	0.010
				Monóxido de carbono	0.040
				Butano	0.220
				Metano	0.570
				Etano	0.100
				Butadieno	0.220
Fermentación de papas de descarte	Papas de descarte	3.067	0.13	Etanol	0.010
				Sulfato de Calcio	0.420
				Lignina	0.180
				Etanol	0.002
Digestión de papas de descarte	Papas de descarte	3.067	0.03	Metano	0.003
				Metanol	0.050
				Lignina	0.180

Costo de los equipos

Para estimar el costo de los equipos se consideraron las operaciones unitarias principales de cada proceso (Tabla 6 - 7).

Tabla 6. Rendimiento porcentual de etileno con respecto a la masa de materia prima para las diferentes rutas de producción analizadas.

Proceso	Rendimiento porcentual (%)
Craqueo de nafta	40.43
Deshidratación de etanol obtenido por fermentación de biomasa	4.24
Deshidratación de etanol obtenido por digestión de biomasa	0.98

Tabla 7. Estimación del costo de los equipos para la producción de etileno mediante los tres procesos contemplados.

Equipo	Costo total de los equipos
1. Proceso lineal: craqueo térmico de nafta.	
Horno para craqueo térmico	\$2 688 000.00
Intercambiador de calor	\$56 000.00
Compresor centrífugo	\$252 000.00
Torre de refrigeración	\$78 400.00
Columna fraccionadora	\$1 792 000.00
Compresor centrífugo	\$18 900.00
Equipo para envasado	\$18 900.00
Total	\$4 904 200.00
2. Proceso circular: Bioetileno mediante deshidratación de etanol previa fermentación.	
Molino de martillos	\$18 270.00
Tanque de fermentación	\$210 000.00
Tanque de neutralización	\$50 400.00
Torre de destilación	\$5 040 000.00
Reactor de conversión catalítica	\$7 560 000.00
Compresor centrífugo	\$7 350.00
Equipo para envasado	\$15 960.00
Total	\$12 901 980.00
3. Producción circular: bioetileno por conversión electrocatalítica de etanol	
Molino de martillos	\$18 270.00
Tanque reactor para digestión anaerobia	\$210 000.00
Torre de adsorción para enriquecimiento de CH ₄	\$483 000.00
Reactor de conversión electrocatalítica	\$4 200 000.00
Torre de destilación	\$5 040 000.00
Reactor de conversión catalítica	\$2 520 000.00
Compresor centrífugo	\$39 186.00
Equipo para envasado	\$15 960.00
Total	\$13 526 416.00

Además de los costos de los equipos, se estimaron los costos internos de la planta (ISBL), los costos externos (OSBL), los costos de ingeniería, los costos de contingencia, así como la inversión total requerida para los tres procesos productivos analizados (Tabla 8). También se calcularon los costos operativos y variables asociados (Tabla 9).

Para la estimación de los costos internos (ISBL) se aplicó una modificación de la metodología propuesta por Sinnott y Towler [43]. En primer lugar, se recopilaron valores actualizados de equipos a través de portales web y se determinó la cantidad necesaria en función de los



flujos máscicos o volumétricos obtenidos en las simulaciones de proceso. Adicionalmente, se consideró una tasa de nacionalización del 40 % sobre el valor de los equipos, con el fin de reflejar aranceles e impuestos aplicables a la importación en Ecuador. Posteriormente, se aplicaron los factores de Lang y Hand correspondientes, de acuerdo con el tipo de equipo, conforme a la metodología factorial de los mismos autores.

En cuanto a los costos externos (OSBL), estos se estimaron como un porcentaje de los ISBL: 50 % para el proceso basado en craqueo de nafta y 40 % para los dos procesos de origen renovable. Finalmente, los costos de ingeniería y de contingencia se calcularon como un 10 % y 15 %, respectivamente, de la suma de ISBL y OSBL (Tabla 8).

Tabla 8. Estimación del costo total de inversión para los tres procesos productivos analizados.

Proceso	ISBL (\$)	OSBL (\$)	Costos de ingeniería (\$)	Costos de contingencia (\$)	Costo total (\$)
Craqueo de nafta	4 904 200.00	2 452 100.00	1 471 260.00	735 630.00	9 563 190.00
Deshidratación de etanol obtenido por fermentación de biomasa	12 901 980.00	5 160 792.00	3 612 554.00	1 806 277.00	23 481 603.00
Deshidratación de etanol obtenido por digestión de biomasa	12 526 416.00	5 010 566.00	3 507 396.00	1 753 698.00	22 798 077.00

Para el caso de los costos operativos, se estimó la cantidad de trabajadores necesarios para operar las tres plantas modeladas y se estimaron sus salarios anuales. De esta manera, las dos plantas que utilizan procesos verdes de producción tendrían el mismo personal, mientras que la planta que utiliza el proceso de craqueo de nafta tendría más personal en las áreas de técnicos de laboratorio, como operadores, personal administrativo y de seguridad, debido a la cantidad adicional de coproductos producidos.

Por otro lado, los costos de la materia prima fueron obtenidos mediante búsqueda en portales web de proveedores autorizados que operan en el mercado ecuatoriano, así como los costos del servicio eléctrico. En este sentido, los costos variables se reportan en unidades monetarias en dólares americanos por kilogramo de producto principal producido (Tabla 9).

Tabla 9. Estimación de costos operativos y costos variables.

Costos	Craqueo de nafta	Deshidratación de etanol obtenido por fermentación de biomasa	Deshidratación de etanol obtenido por digestión de biomasa
Costos Fijos Operativos anuales (\$)	825 000.00	645 000.00	645 000.00
Costos Variables (\$/Kg de producto)	1.61	6.76	26.98

Los procesos circulares son fundamentales en la búsqueda de sostenibilidad y eficiencia, ya que proponen un modelo donde los recursos son reutilizados, reciclados o regenerados, minimizando así el desperdicio y el impacto ambiental [44]. A diferencia de los procesos lineales que se basan en la secuencia de “extraer, producir, desechar”, los modelos productivos circulares permiten que los materiales tengan una vida útil prolongada y se reincorporen al ciclo productivo, reduciendo la necesidad de extraer nuevas materias. Este enfoque no solo promueve una economía más responsable, sino que también impulsa la innovación, mejora la resiliencia de las cadenas de suministro y contribuye a la conservación de los ecosistemas.

Este trabajo buscó comparar un proceso lineal de producción de etileno mediante craqueo térmico de nafta con dos procesos circulares basados en el aprovechamiento de papa de descarte producida en Ecuador con el fin de obtener bioetileno. Los dos procesos circulares presentan una ventaja significativa con respecto al proceso convencional de producción en términos de aprovechamiento de biomasa residual sin afectar a las cadenas de suministro o utilización adicional de tierras de cultivo, de tal manera que se estaría aprovechando la totalidad de las papas de descarte que se producen en la provincia del Carchi [38]. Sin embargo, ninguno de los dos procesos evaluados es comparable con el proceso productivo tradicional en términos de rendimiento y costos.

Los dos procesos circulares analizados en este estudio tienen como punto de partida los residuos agrícolas para la producción de etileno. Sin embargo, es relevante destacar que las dos rutas sostenibles evaluadas emplean etanol como compuesto precursor. En el caso de la obtención de etanol mediante fermentación de biomasa y posterior deshidratación del alcohol para obtener etileno, la ruta productiva es factible y bien estudiada [45, 46]. No obstante, no es posible obtener rendimientos competitivos debido al alto contenido de agua de la papa, lo que se traduce en una fracción fermentable pequeña [34], incluso cuando una porción importante de esta masa seca es almidón, que fácilmente se hidroliza a azúcares más simples [18].

Por otro lado, si bien la oxidación electrocatalítica del metano para la producción de bioetileno representa una alternativa alineada con varios principios de la química verde, entre ellos, el uso de catálisis para reducir subproductos, el diseño orientado a la eficiencia energética (al operar a presión y temperatura ambiente), la utilización de materias primas renovables, el empleo de materiales de baja toxicidad y bajo impacto ambiental, así como la minimización del uso de solventes [47], el proceso presenta un rendimiento relativamente bajo. En particular, durante la etapa de digestión, la metanización alcanza apenas 0.32 L CH₄/g VSS digeridos [34].



Adicionalmente, la conversión electrocatalítica de metano a etanol utilizando Cu-Ni@NiO₂ como catalizador solamente ha sido estudiada a escala de laboratorio, por lo que, actualmente su implementación debería ser descartada por falta de tecnología de escala industrial.

Adicionalmente, el proceso convencional de producción de etileno por craqueo de hidrocarburos presenta ventajas relevantes, pues, además del alto rendimiento de etileno en comparación con la materia prima inicial (nafta en este caso), se producen otros subproductos útiles en la industria química, tales como propano, propileno y metano, entre otros. Además de que el costo de inversión es significativamente menor (0.41 y 0.42 veces el costo de las plantas por fermentación y digestión, respectivamente). En términos de costos variables, el craqueo de nafta sigue siendo el proceso más competitivo, seguido por el proceso de fermentación de biomasa (4.2 veces más costoso que el proceso de craqueo) y finalmente la digestión anaerobia (16.8 veces más costosa que el craqueo de nafta).

Por otro lado, existe una ventaja de los dos procesos circulares con respecto del proceso lineal en el apartado de costos fijos de operación. Sin embargo, esta ventaja se debe únicamente a la cantidad de coproductos generados, es decir, el proceso de craqueo de nafta permite una mayor cantidad de líneas de negocio en comparación con los dos procesos circulares, y por lo tanto, requiere de personal adicional. En consecuencia, su costo operativo es un 28 % superior al costo de los procesos que utilizan biomasa como materia prima.

Los procesos circulares planteados consideran diferentes aspectos ambientales, tales como el uso de recursos renovables y el aprovechamiento de los residuos de la producción agrícola, minimizando así los “desechos”, ya que se habla del uso de las papas de descarte como materia prima; mientras que, en el proceso lineal, el aspecto ambiental más relevante es el uso de recursos no renovables. Además, estos procesos buscan identificar oportunidades de mejora mediante tecnologías más eficientes y el uso de recursos renovables.

No obstante, toda la nafta consumida durante el proceso de craqueo constituye carbono que no puede ser reincorporado a corto plazo en los ciclos naturales de reciclaje de nutrientes. Este carbono terminará liberándose a la atmósfera en forma de dióxido de carbono, contribuyendo así a las emisiones de gases de efecto invernadero. Además, el proceso implica el uso de un recurso no renovable como el petróleo, cuyo consumo excesivo puede acarrear consecuencias tanto económicas como ambientales [48].

CONCLUSIONES

La producción de etileno a partir de nafta es económica y técnicamente más viable que los procesos de bioetileno analizados, pues se trata de un proceso industrial maduro y ampliamente investigado desde hace más de 80 años. Sin embargo, se basa en la secuencia de “extraer, producir, desechar”, con un alto impacto ambiental debido a las cantidades considerables de energía que requiere y las grandes emisiones de gases de efecto invernadero que produce. No obstante, la producción de bioetileno en el Ecuador y en el mundo es técnicamente posible, a pesar de que enfrenta varios desafíos.



A nivel técnico, gran parte de la biomasa utilizada como materia prima no puede ser aprovechada, lo que reduce significativamente los rendimientos. Además, el uso de biorreactores en etapas como la fermentación o la digestión anaerobia requiere un control estricto de las condiciones de operación para garantizar la subsistencia de levaduras, arqueas y otros microorganismos.

En el ámbito económico, el proceso demanda etapas adicionales de pretratamiento de la biomasa antes de las conversiones deseadas (por ejemplo, la deshidratación del etanol). Esto aumenta la complejidad operativa y, en consecuencia, eleva el número de equipos necesarios, la demanda energética global y los costos de operación.

Desde la perspectiva ambiental, reemplazar materias primas convencionales por biomasa residual ofrece ventajas, como el aprovechamiento de desechos que, de otra forma, terminarían en rellenos sanitarios. Además, la oxidación de este tipo de biomasa no contribuye de la misma manera al cambio climático, ya que el carbono puede reciclarse mediante procesos naturales de reutilización de nutrientes. No obstante, las operaciones unitarias que transforman estos materiales suelen requerir reactivos contaminantes o peligrosos, además de condiciones de alta temperatura y presión o largos tiempos de residencia, lo que incrementa el espacio necesario para la planta.

Finalmente, al tratarse de procesos biológicos, los máximos rendimientos solo se alcanzan en condiciones óptimas de operación, las cuales no siempre son factibles. En muchos casos, además, los microorganismos requieren largos periodos de adaptación [49].

Finalmente, se recomienda realizar experimentos a escala de laboratorio o a escala piloto con el fin de optimizar las simulaciones basadas en la revalorización de los residuos agrícolas u otro tipo de residuos ricos en azúcares fermentables considerando rendimientos experimentales, dado que los flujos de producto obtenidos pudieron haber sido subestimados.

CONTRIBUCIONES DE LOS AUTORES

El presente trabajo fue realizado como proyecto final de la clase de "Diseño e Ingeniería Circular", que forma parte del p^énsu^m de estudio de la Maestría en Ingeniería Circular de la Universidad San Francisco de Quito USFQ.

Gabriel Vaca, Sonia Quiroga, Kimberly Rizzo y Dimas Pincay realizaron todo el trabajo de diseño bajo la guía de José Álvarez, quien también fue el responsable de verificar el dimensionamiento de los equipos, así como el análisis económico. Todos los autores participaron activamente en la preparación del manuscrito.

DECLARACIÓN SOBRE EL USO DE TECNOLOGÍAS DE IA GENERATIVA Y ASISTIDA EN LA REDACCIÓN

Durante la preparación de este trabajo, los autores utilizaron Perplexiy AI y ChatGPT con el único propósito de mejorar la calidad de la redacción del texto y, de manera



ocasional, para orientar la búsqueda de artículos científicos. Posteriormente, los autores revisaron y editaron el contenido según consideraron necesario, asumiendo la plena responsabilidad por la versión final del texto y su contenido publicado.

DECLARACIÓN DE DISPONIBILIDAD DE DATOS

Los datos están disponibles en un repositorio de acceso abierto: Producción sostenible de etileno en Ecuador: análisis comparativo entre craqueo de nafta y procesos basados en biomasa de papa andina de descarte - Datos del modelo. <https://doi.org/10.5281/zenodo.17979929>

CONFLICTO DE INTERÉS

Los autores declaran que no hubo ningún conflicto de interés al realizar esta investigación.

REFERENCIAS

- [1] Bocco, A. M. (1987). *Auge petrolero, modernización y subdesarrollo: el Ecuador de los años setenta*. Quito: FLACSO Ecuador: Corporación Editora Nacional.
- [2] Fontaine, G. (2002). Sobre las bonanzas y dependencia del Petróleo y enfermedad holandesa en el Ecuador. *Iconos. Revista de Ciencias Sociales*, (13), 102-110.
- [3] Banco Central del Ecuador. (2023). *Análisis del sector petrolero*. <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/Hidrocarburos/ASP202302.pdf>
- [4] Benalcázar Ordóñez, F. J. (2025). Desafíos y oportunidades de la industria petrolera en Ecuador. *Revista InveCom*, 5(4). <https://doi.org/10.5281/zenodo.14816573>
- [5] Allaica, J. C. M. (2018). La ecología industrial y la economía circular. Retos actuales al desarrollo de industrias básicas en el Ecuador. *Dilemas Contemporáneos: Educación, Política y Valores*.
- [6] Kulprathipanja, S., Rekoske, J., Wei, D., Solen, R., Pham, T. V. y Liu, C. (2021). Petrochemical markets. En *Modern petrochemical technology* (pp. 17–42). Wiley.
- [7] Worrell, E., D. Phylipsen, D. Einstein, and N. Martin. (2000). *Energy Use and Energy Intensity of the U.S. Chemical Industry*. <https://doi.org/10.2172/773773>
- [8] Alshammari, A., Kalevaru, V. N., Bagabas, A., & Martin, A. (2016). Production of ethylene and its commercial importance in the global market. En *Petrochemical catalyst materials, processes, and emerging technologies* (pp. 82-115). IGI Global Scientific Publishing. <https://doi.org/10.4018/978-1-4666-9975-5.ch004>
- [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] Sundaram, K. M., Shreehan, M. M., & Olszewski, E. F. (2010). Ethylene. In *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology* (pp. 1–39). Wiley. <https://doi.org/10.1002/0471238961.0520082519211404.a01.pub3>
- [11] The Observatory of Economy Complexity. (October 11, 2025). *Ethylene Polymers in Ecuador*. <https://oec.world/es/profile/bilateral-product/ethylene-polymers/reporter/ecu>
- [12] Yan, Y., Pang, Y. X., Luo, X., Lin, Q., Pang, C. H., Zhang, H., Gao, X., & Wu, T. (2024). Carbon dioxide-focused greenhouse gas emissions from petrochemical plants and associated industries: Critical overview, recent advances and future prospects of mitigation strategies. *Process Safety and Environmental Protection*, 188, 406–421. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2024.05.136>
- [13] Opia, A. C., Hamid, M. K. B. A., Syahrullail, S., Rahim, A. B. A., & Johnson, C. A. N. (2021). Biomass as a potential source of sustainable fuel, chemical and tribological materials. Overview. *Materials Today: Proceedings*, 39, 922–928. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2020.04.045>
- [14] Vaithyanathan, V. K., Goyette, B., & Rajagopal, R. (2023). A critical review of the transformation of biomass into commodity chemicals: Prominence of pretreatments. *Environmental Challenges*, 11. <https://doi.org/10.1016/j.envc.2023.100700>
- [15] Dong, X., Lu, D., Fan, Q., & Gong, H. (2023). Mechanisms of ethanol dehydration to ethylene on $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ (100) and (110C): A combined DFT and KMC study. *Computational Materials Science*, 219. <https://doi.org/10.1016/j.commatsci.2022.111979>
- [16] Zhang, M., & Yu, Y. (2013). Dehydration of ethanol to ethylene. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 52(28), 9505–9514. <https://doi.org/10.1021/ie401157c>
- [17] Irfan, M., Nadeem, M., & Syed, Q. (2014). Ethanol production from agricultural wastes using *Saccharomyces cerevisiae*. *Brazilian Journal of Microbiology*, 45(2), 457–465. <https://doi.org/10.1590/S1517-83822014000200012>
- [18] Priyanka, M., Kumar, D., Shankar, U., Yadav, A., & Yadav, K. (2018). Agricultural waste management for bioethanol production. En *Handbook of research on microbial tools for environmental waste management* (pp. 1-33). IGI Global Scientific Publishing. <https://doi.org/10.4018/978-1-5225-3540-9.ch001>
- [19] Sarkar, N., Ghosh, S. K., Bannerjee, S., & Aikat, K. (2012). Bioethanol production from agricultural wastes: An overview. *Renewable Energy*, 37(1), 19–27. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2011.06.045>

- [20] Chen, Y., Kuo, M. J., Lobo, R., & Ierapetritou, M. (2024). *Ethylene production: Process design, techno-economic and life-cycle assessments*. *Green Chemistry*, 26(5), 2903–2911. <https://doi.org/10.1039/D3GC03858K>
- [21] Rahimpour, M. R., J. M., & I. D. (2013). Progress in catalytic naphtha reforming process: A review. *Applied Energy*, 109, 79–93. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.03.080>
- [22] Silva, A. P., Bahú, J. O., Soccol, R., Rodríguez-Urrego, L., Fajardo-Moreno, W. S., Moya, H., León-Pulido, J., & Cárdenas Concha, V. O. (2023). Naphtha characterization (PIONA, density, distillation curve and sulfur content): An origin comparison. *Energies*, 16(8), 3568. <https://doi.org/10.3390/en16083568>
- [23] EP Petroecuador. (2021). *Informe Estadístico anual 2021*. <https://www.eppetroecuador.ec/wp-content/uploads/2024/06/INFORME-ESTADISTICO-ANUAL-2021.pdf>
- [24] Geissdoerfer, M., Pieroni, M. P. P., Pigosso, D. C. A., & Soufani, K. (2020). Circular business models: A review. *Journal of cleaner production*, 277, 123741. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.123741>
- [25] Iqbal, M. W., Kang, Y., & Jeon, H. W. (2020). Zero waste strategy for green supply chain management with minimization of energy consumption. *Journal of Cleaner Production*, 245, 118827. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118827>
- [26] Cavallieri, M. S., Viles, E., & Montoya-Torres, J. R. (2024). Integration of sustainable production criteria into production scheduling: a systematic search and a critical review. *ICORES*, 1. <https://www.scitepress.org/Link.aspx?doi=10.5220/0012306000003639>
- [27] Malehmirchegini, L., & Chapman, A. J. (2025). Strategies for achieving carbon neutrality within the chemical industry. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 217, 115762. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2025.115762>
- [28] Zhang, M., & Yu, Y. (2013). *Dehydration of ethanol to ethylene*. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 52(28), 9505–9514. <https://doi.org/10.1021/ie401157c>
- [29] Seifzadeh Haghighi, S., Rahimpour, M. R., Raeissi, S., & Dehghani, O. (2013). Investigation of ethylene production in naphtha thermal cracking plants in presence of steam and carbon dioxide. *Chemical engineering journal*, 228, 1158–1167. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.05.048>
- [30] Meindersma, G. W. (2014). *Extraction of aromatics from naphtha with ionic liquids*. <https://www.researchgate.net/publication/241875069>
- [31] Chuquin Yopez, H. G. (2018). Alternativas de uso de la papa de desecho en la provincia del Carchi y la contaminación con plástico. *SATHIRI*, 2, 11. <https://doi.org/10.32645/13906925.206>
- [32] Davis, R. A. (2007). Parameter estimation for simultaneous saccharification and fermentation of food waste into ethanol using Matlab Simulink. En *Biotechnology for fuels and chemicals: Proceedings of the Twenty-ninth Symposium on Biotechnology for fuels and chemicals held April 29–May 2, 2007, in Denver, Colorado* (pp. 379–389). Humana Press.
- [33] Mohsenzadeh, A., Z. A., & T. M. J. (2017). Bioethylene production from ethanol: A review and techno-economical evaluation. *ChemBioEng Reviews*, 4(2), 75–91. <https://doi.org/10.1002/cben.201600025>
- [34] Parawira, W., Murto, M., Zvauya, R., & Mattiasson, B. (2004). Anaerobic batch digestion of solid potato waste alone and in combination with sugar beet leaves. *Renewable Energy*, 29(11), 1811–1823. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2004.02.005>
- [35] Zhang, Q., Li, W., Peng, J., Xue, L., & He, G. (2024). Cold plasma activated Ni⁰/Ni²⁺ interface catalysts for efficient electrocatalytic methane oxidation to low-carbon alcohols. *Green Chemistry*, 26(12), 7091–7100. <https://doi.org/10.1039/D4GC00289J>
- [36] Kratky, L., & Zamazal, P. (2020). Economic feasibility and sensitivity analysis of fish waste processing biorefinery. *Journal of Cleaner Production*, 243, 118677. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118677>
- [37] Torres, M. D., Fradinho, P., Rodríguez, P., Falqué, E., Santos, V., & Domínguez, H. (2020). Biorefinery concept for discarded potatoes: recovery of starch and bioactive compounds. *Journal of Food Engineering*, 275, 109886. <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2019.109886>
- [38] INIAP. (2002). *El cultivo de la papa en Ecuador*. <https://cipotato.org/wp-content/uploads/Documentacion%20PDF/Pumisacho%20y%20Sherwood%20Cultivo%20de%20Papa%20en%20Ecuador.pdf>
- [39] Herrera, M., Hathman, C. and Galo C. (1999). *Estudio sobre el subsector de la papa en el Ecuador*. https://cipotato.org/wp-content/uploads/Documentacion%20PDF/subsector_papa_2da.pdf



- [40] Liu, Q., Tarn, R., Lynch, D., & Skjoldt, N. (2007). Physicochemical properties of dry matter and starch from potatoes grown in Canada. *Food Chemistry*, 105(3), 897–907. <https://doi.org/10.1016/j.foodchem.2007.04.034>
- [41] Alqaheem, Y. (2021). A simulation study for the treatment of Kuwait sour gas by membranes. *Heliyon*, 7(1). <https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2021.e05953>
- [42] Jimenez-Gutierrez, J. M., Verlinden, R. A. J., van der Meer, P. C., van der Wielen, L. A. M., & Straathof, A. J. J. (2021). Liquid hot water pretreatment of lignocellulosic biomass at lab and pilot scale. *Processes*, 9(9), 1518. <https://doi.org/10.3390/pr9091518>
- [43] Sinnott, R., & Towler, G. (2020). Costing and project evaluation. *Chemical engineering design*. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102599-4.00006-0>
- [44] Hodson de Jaramillo, E. (2018). Bioeconomía: el futuro sostenible. *Revista de la Academia Colombiana de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales*, 42(164), 188–201. <https://doi.org/10.18257/raccefyn.650>
- [45] Lv, J., Wang, D., Peng, L., Guo, X., Ding, W., & Yang, W. (2023). Ethanol dehydration to ethylene over high-energy facets exposed gamma alumina. *Catalysts*, 13(6), 994. <https://doi.org/10.3390/catal13060994>
- [46] Soh, J. C., Chong, S. L., Hossain, S. S., & Cheng, C. K. (2017). Catalytic ethylene production from ethanol dehydration over non-modified and phosphoric acid modified Zeolite H-Y (80) catalysts. *Fuel Processing Technology*, 158, 85–95. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.12.012>
- [47] Winterton, N. (2001). Twelve more green chemistry principles. *Green Chemistry*, 3(6). <https://doi.org/10.1039/b110187k>
- [48] Rosero-Rosero, M., Rosero-Rosero, C. C., & Pinargote-Yépez, M. (2024). Costos y decisiones financieras asociadas a la transición de economía lineal a circular en la producción de envases. El caso de Ecuador. *Innovar: Revista de ciencias administrativas y sociales*, 34(94), 1–24. <https://www.jstor.org/stable/27367211>
- [49] Wechselberger, P., Seifert, A., & Herwig, C. (2010). PAT method to gather bioprocess parameters in real-time using simple input variables and first principle relationships. *Chemical Engineering Science*, 65(21), 5734–5746. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2010.05.002>