

Diseño responsable de un proceso de destilación extractiva para bioetanol: evaluación económica, ambiental y de seguridad con integración energética

Responsible design of an extractive distillation process for bioethanol: economic, environmental, and safety assessment with energy integration

Salazar-Melendres, J.A., Hernández-Calderón, O.M., González-Llanes, M.D., Moraila-Anchondo, M.A., Cervantes-Gaxiola, M.E., Laguna-Martínez, M.G.*

Universidad Autónoma de Sinaloa, Facultad de Ciencias Químico Biológicas, Calzada de las Américas, Nte. 2771, Ciudad Universitaria, Burócrata, 80030, Culiacán Rosales, Sinaloa, México.

RESUMEN

El bioetanol producido a partir de residuos lignocelulósicos es un biocombustible de segunda generación cuyo proceso de purificación enfrenta retos técnicos debido a la formación de azeótropos y al alto consumo energético. Esta investigación propone un diseño para la purificación de bioetanol mediante destilación extractiva, integrando criterios económicos, ambientales y de seguridad inherente, en consonancia con los principios del enfoque Investigación e Innovación Responsables (RRI). Se simuló tres configuraciones de proceso en Aspen Plus® V14, vinculadas con evaluaciones técnico-económicas y de sostenibilidad desarrolladas en MATLAB®. Se analizó la influencia de la pureza y recuperación del bioetanol, así como la implementación de estrategias de integración energética mediante intercambiadores de calor. La evaluación económica se realizó mediante la metodología de Guthrie; la seguridad inherente fue estimada con el índice de Seguridad Inherente para Columnas de Destilación (DCISI) e Índice por Daño de Fuego y Explosión (FEDI), y el impacto ambiental fue valorado con base en la metodología IMPACT World+. Finalmente, se aplicó el método de jerarquización analítica (AHP) para integrar los tres criterios en un índice compuesto de sostenibilidad. Los resultados identificaron que la configuración con 91.0 % de pureza y 99.96 % de recuperación en la torre concentradora, con dos intercambiadores de calor, presentó el mejor desempeño global. Esta opción permite reducir el consumo energético, minimizar el impacto ambiental y mejorar la seguridad del proceso, demostrando que la integración sistemática de indicadores técnicos, económicos y ambientales resulta clave para el diseño de procesos químicos más sostenibles, seguros y éticamente fundamentados.

Palabras clave: Bioetanol, Destilación extractiva, Integración energética, Evaluación económica, Evaluación ambiental, Seguridad inherente.

ABSTRACT

Bioethanol derived from lignocellulosic residues is a second-generation biofuel with substantial potential, yet its purification is challenged by azeotrope formation and high energy demand. This study proposes a purification design based on extractive distillation, integrating economic, environmental, and inherent safety considerations as a practice of anticipatory responsibility, consistent with the principles of anticipation and reflexivity within the Responsible Research and Innovation (RRI) framework. Three process configurations were simulated using Aspen Plus® V14, linked to techno-economic and sustainability assessments developed in MATLAB®. The influence of bioethanol purity and recovery, together with the implementation of energy integration strategies via heat exchangers, was analyzed. The economic assessment was performed using the Guthrie method, while inherent safety was evaluated through the Distillation Column Inherent Safety Index (DCISI) and the Fire and Explosion Damage Index (FEDI); and environmental impact was evaluated using the IMPACT World+ methodology. Finally, the Analytic Hierarchy Process (AHP) was applied to integrate the three criteria into a composite sustainability index. The results identified that the configuration with 91.0% purity and 99.96% recovery in the concentrating column, with two heat exchangers, showed the best overall performance. This option reduces energy consumption, minimizes environmental impact, and enhances process safety. The study demonstrates that the systematic integration of technical, economic, and environmental indicators is key to designing chemical processes that are more sustainable, safer, and ethically grounded.

Keywords: Bioethanol, Extractive distillation, Energy integration, Economic evaluation, Environmental impact, Inherent safety.

*Autor de correspondencia: María Guadalupe Laguna Martínez

Email: mglaguna@uas.edu.mx

ORCID ID: [0000-0002-7070-9336](https://orcid.org/0000-0002-7070-9336)

Registro ORCID Autores: SM: [0009-0009-6228-3855](https://orcid.org/0009-0009-6228-3855); HC: [0000-0002-4216-2409](https://orcid.org/0000-0002-4216-2409); GL: [0000-0003-4015-383X](https://orcid.org/0000-0003-4015-383X);

MA: [0009-0007-5466-1495](https://orcid.org/0009-0007-5466-1495); CG: [0000-0002-5915-0703](https://orcid.org/0000-0002-5915-0703);

Revista online: <https://revistas.uas.edu.mx/index.php/QBU/index>

Enviado: Julio 2025

Aceptado: Septiembre 2025

INTRODUCCIÓN

La creciente demanda energética a nivel mundial ha conducido a un incremento sostenido en el consumo de combustibles fósiles, con consecuencias directas en el aumento de emisiones contaminantes, el deterioro ambiental y la volatilidad en los precios energéticos. Frente a este escenario, las energías renovables han adquirido un papel estratégico en la transición hacia sistemas energéticos más sostenibles, al reducir la dependencia de fuentes no renovables y mitigar los efectos del cambio climático (Pérez-Fernández *et al.*, 2017).

Dentro del conjunto de energías alternativas, los biocombustibles se destacan por su origen orgánico y renovable. Estos combustibles derivan de la transformación de materiales biológicos —como residuos agrícolas, forestales o agroindustriales— en productos energéticos líquidos, sólidos o gaseosos (Núñez García y García Triñanes, 2006). El bioetanol, en particular, ha sido objeto de amplio interés debido a su viabilidad técnica y su compatibilidad con motores de combustión interna. Su producción puede realizarse a partir de cultivos ricos en azúcares o almidones, aunque el enfoque contemporáneo busca emplear biomasa lignocelulósica para evitar conflictos con la seguridad alimentaria (FAO, 2016; Velasco Cristancho, 2020).

La biomasa lignocelulósica está constituida principalmente por celulosa, hemicelulosa y lignina, cuya estructura compleja impone retos técnicos significativos para su conversión en bioetanol. Por ello, el proceso productivo involucra múltiples etapas, que incluyen el pretratamiento para romper la matriz vegetal, la hidrólisis para liberar azúcares fermentables, la fermentación alcohólica, y finalmente, la purificación del etanol obtenido (Scilipoti, 2014; Velasco Cristancho, 2020). Esta última etapa es crítica, ya que el bioetanol producido vía fermentativa se presenta como una mezcla azeotrópica con agua, lo cual limita su separación mediante métodos convencionales de destilación (Valdeón, 2018).

Ante esta limitación, la destilación extractiva se ha establecido como una alternativa eficaz para romper el azeótropo etanol-agua. Este proceso incorpora un agente extractivo, como el etilenglicol, que modifica el comportamiento de la mezcla y permite alcanzar purezas cercanas al 99.8 % en masa, requeridas para su uso como biocombustible (Kiss e Ignat, 2013; Seader *et al.*, 2016). No obstante, este esquema implica un alto consumo energético, especialmente en las etapas de concentración y deshidratación del etanol (Hbaki *et al.*, 2010).

Por ello, la presente investigación se enfoca en la optimización del proceso de purificación de bioetanol de segunda generación mediante destilación extractiva, evaluando estrategias de integración energética y selección de solventes. Asimismo, se incorporan criterios de seguridad inherente, empleando índices como índice de Seguridad Inherente para Columnas de Destilación (DCISI) e Índice por Daño de Fuego y Explosión (FEDI). Estos principios encuentran mejor aplicación en etapas tempranas de diseño, debido a que los cambios son fáciles de hacer, aunado a la reducción de oportunidades de aplicación conforme el diseño detallado avanza (Ortiz Espinoza, 2020); y una evaluación de sostenibilidad basada en la triple línea de fondo (TLF), que considera dimensiones económicas, ambientales y sociales (Khan y Amyotte, 2005; Argoti *et al.*, 2019; Ortiz-Espinoza, 2021).

Desde una perspectiva metodológica, se implementaron simulaciones avanzadas en Aspen Plus® V14 para modelar los balances de materia y energía, complementadas con herramientas de análisis y optimización en MATLAB®. La estructura del estudio permite abordar el diseño de procesos químicos desde un enfoque holístico, integrando no sólo criterios técnicos, sino también valores sociales y éticos bajo el paradigma de la Investigación e Innovación Responsable (RRI) (Madita Amoneit *et al.*, 2024; Gianni *et al.*, 2019).

MATERIALES Y MÉTODOS

LOCALIZACIÓN Y HERRAMIENTAS COMPUTACIONALES

El estudio se desarrolló en el Laboratorio de Simulación de Procesos de la Facultad de Ciencias Químico Biológicas de la Universidad Autónoma de Sinaloa. Las simulaciones se realizaron en Aspen Plus® V14 bajo condiciones estacionarias, expresando composiciones en fracción másica y energía en kW. El modelo termodinámico seleccionado fue el de Dos Líquidos No Aleatorios acoplado a Redlich-Kwong (NRTL-RK), con parámetros binarios dependientes de la temperatura obtenidos de la literatura (Lei *et al.*, 2003; Zhang *et al.*, 2015). Este modelo, ampliamente validado para sistemas no ideales con formación de azeótropos como agua-etanol-agente extractivo (Al-Malah, 2022; Green, 2008; Lei *et al.*, 2003), combina la ecuación de estado de Redlich-Kwong para la fase vapor con NRTL para la fase líquida, permitiendo predicciones confiables del equilibrio líquido-vapor. Las constantes de equilibrio "K" fueron determinadas automáticamente por el simulador a partir del cociente de fugacidades.

La evaluación económica, ambiental y de seguridad se implementó en MATLAB® R2015 mediante rutinas desarrolladas ad hoc, interconectadas con Aspen Plus para procesar automáticamente los datos de salida. El análisis ambiental se efectuó en OpenLCA® con la base de datos Ecoinvent v3.7.1 y el método IMPACT World+, considerando emisiones directas e indirectas (Bulle *et al.*, 2019). Las simulaciones se ejecutaron en una laptop HP Pavilion 15-cw1xxx con procesador AMD Ryzen™ de tercera generación (2.1 GHz), GPU Radeon™ Vega Mobile Gfx y 12 GB de RAM.

MODELADO DEL PROCESO DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA

El proceso de purificación de bioetanol se modeló como una secuencia de tres columnas: concentradora (CONC), extractiva (EXTRACT) y de recuperación de solvente (RECOVERY). La columna CONC preconcentra la mezcla etanol-agua hasta el punto azeotrópico; en la EXTRACT se alimenta etilenglicol para romper el azeótropo y producir bioetanol anhidro; y en la RECOVERY se regenera el solvente para su recirculación. El diseño siguió el procedimiento de Kiss & Ignat (2013), partiendo de una pureza inicial del 91 % en masa en la salida de la CONC y evaluando, mediante simulaciones a 1 bar e isotérmicas, el efecto de la pureza y la recuperación de bioetanol a nivel de columna y de sistema.

La recuperación de bioetanol y etilenglicol, así como la pureza del destilado, se controlaron mediante especificaciones de diseño en cada columna. La configuración con menor carga térmica en el rehedidor de la columna EXTRACT se adoptó como base para el análisis de integración energética.

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DEL PROCESO

Se aplicó la metodología de integración térmica propuesta por Gil *et al.* (2013) para reducir la demanda energética del sistema mediante el precalentamiento de corrientes de alimentación a partir de los fondos de las columnas de destilación. La estrategia consistió en identificar, para la configuración óptima, las corrientes candidatas a ceder o recibir calor, determinar sus capacidades térmicas y establecer la ubicación óptima de los intercambiadores. Esta integración permitió disminuir el requerimiento de energía externa, favoreciendo la eficiencia del sistema y reduciendo el impacto ambiental asociado.

EVALUACIÓN ECONÓMICA

La estimación del Costo Total de Inversión Permanente (CTPI) se realizó mediante el método de Guthrie obtenido de Seider *et al.* (2009), el cual descompone el sistema en módulos de equipo y aplica factores de corrección por presión, material de construcción y diseño. Este procedimiento fue implementado en MATLAB® e integrado con Aspen Plus para automatizar la recuperación de datos operativos y geométricos. El cálculo considera el costo base de los equipos, ajustes por condiciones operativas y costos asociados a instalación, obra civil, servicios externos y contingencias. Se utilizó el índice CEPCI actualizado al año 2024 como factor de corrección temporal.

El Capital Total de Inversión (CTI) se obtuvo sumando el CTPI y el capital de trabajo, conforme a metodologías de estimación preliminar presentadas por Seider *et al.* (2009). A partir de la producción anual y el precio unitario actualizado, se estimaron los ingresos por ventas (S), mientras que el costo total de producción (C) se calculó sumando el costo de manufactura (COM) y los gastos generales (GE). Las correlaciones y ecuaciones utilizadas para estas estimaciones fueron adaptadas desde fuentes especializadas y se documentan en los apéndices correspondientes.

EVALUACIÓN DE SEGURIDAD INHERENTE

La seguridad inherente del proceso se evaluó mediante dos índices complementarios: el Índice de Seguridad Inherente para Columnas de Destilación (DCISI) y el Índice por Daño de Fuego y Explosión (FEDI). Estos permiten integrar propiedades físico-químicas, condiciones operativas y características de diseño en etapas preliminares, priorizando alternativas más seguras. El DCISI, propuesto por Shariff *et al.* (2018), cuantifica la seguridad inherente de columnas de destilación mediante tres categorías: propiedades químicas, condiciones de operación y diseño del equipo, valoradas con parámetros como temperatura de autoignición, inflamabilidad, explosividad, presión de operación, relación de reflujo y volatilidad relativa; menores valores indican configuraciones más seguras. El FEDI, por su parte, estima el potencial de daño por fuego y explosión en equipos individuales como intercambiadores, hervidores y condensadores.

Ambos índices son útiles para la evaluación comparativa en etapas tempranas de diseño, aunque presentan limitaciones metodológicas que deben considerarse: la ponderación de categorías en el DCISI se basa en valores tabulados que pueden no reflejar procesos con agentes

extractivos y se calculan con parámetros nominales sujetos a cambio; el FEDI está enfocado en equipos individuales, por lo que su extrapolación a sistemas integrados debe asumirse con cautela. En ambos casos, la ausencia de datos experimentales específicos y la simplificación de propiedades físico-químicas pueden introducir incertidumbre en los valores absolutos, por lo que se emplean aquí como herramientas relativas de priorización más que como métricas absolutas de riesgo. El cálculo de ambos índices se implementó en MATLAB® con base en datos de simulación obtenidos en Aspen Plus®.

Este enfoque permitió comparar configuraciones de columna bajo distintos escenarios de separación, identificando aquellas con menores riesgos asociados al manejo térmico y a la estabilidad química de las mezclas. La evaluación se centró en las condiciones de operación realistas para la separación extractiva de etanol, integrando criterios de diseño y propiedades críticas de los componentes involucrados.

El índice FEDI (Fire-Explosion Damage Index), desarrollado a partir de la metodología descrita por Ortiz Espinoza (2020), se empleó para caracterizar el potencial de daño de unidades del proceso distintas a columnas, en particular intercambiadores de calor, hervidores y condensadores. Este índice considera cuatro factores de energía: energía química, presión interna, presión relativa y energía de reacción, los cuales se ponderan mediante penalidades asociadas a propiedades fisicoquímicas, condiciones operativas y características de diseño.

Las unidades fueron clasificadas en grupos funcionales y evaluadas en función de su peligrosidad potencial. Para el caso de estudio, se analizaron principalmente equipos del Grupo II (operaciones físicas) y Grupo V (otros equipos), estableciendo niveles de riesgo basados en las penalidades pertinentes. Penalidades no aplicables por encontrarse fuera del alcance del diseño preliminar fueron neutralizadas según lo establecido por la metodología.

Ambos índices fueron integrados a la estrategia de diseño responsable, permitiendo que la selección de configuraciones no sólo optimizara el rendimiento energético y económico, sino también la seguridad inherente del sistema. La implementación computacional automatizada de ambos indicadores permitió realizar comparaciones sistemáticas y reproducibles entre alternativas de diseño (Ortiz Espinoza, 2020).

EVALUACIÓN DEL IMPACTO AMBIENTAL

La evaluación ambiental se realizó mediante Análisis de Ciclo de Vida (ACV), utilizando la metodología IMPACT World+ (Bulle et al., 2019),

reconocida por su enfoque regionalizado y su cobertura amplia de categorías de impacto. El estudio se centró en la fase de purificación del bioetanol, considerando únicamente las emisiones y consumos derivados del proceso de separación, sin incluir impactos asociados a etapas previas (producción de bioetanol crudo) o posteriores (uso del producto), ni a la construcción de los equipos.

El inventario del ciclo de vida fue elaborado con base en los datos generados en Aspen Plus®, que incluyeron consumos energéticos, composición de corrientes, pérdidas y residuos. El análisis fue ejecutado en OpenLCA® empleando la base de datos Ecoinvent v3.6 integrada con IMPACT World+ v2.0.1. Las etapas metodológicas incluyeron: i) clasificación de flujos a categorías de impacto, ii) caracterización a nivel de punto medio (se consideraron las siguientes categorías: disponibilidad del agua, cambio climático, formación de oxidantes fotoquímicos, formación de partículas, toxicidad humana no cancerígena, cancerígena, impactos sobre agua fresca, disponibilidad del agua, agua contaminada térmicamente, cambio climático, acidificación marina y de agua dulce, eutrofización marina, eco-toxicidad en agua y finalmente, el impacto asociado a la extracción de gas natural), y iii) caracterización del daño a nivel de áreas de protección (salud humana, calidad de ecosistemas y área de recursos y servicios de ecosistemas). Los factores de caracterización se tomaron de Joliet et al. (2016), y se expresaron en unidades normalizadas (como CO₂ eq, DALY o MJ eq) para permitir la comparación entre alternativas de diseño.

Se prestó especial atención a dos indicadores clave: el impacto climático (emisiones de gases de efecto invernadero por kg de bioetanol destilado) y el impacto al agua por derrames potenciales de etanol y etilenglicol en la corriente de recuperación. Estos indicadores permitieron discriminar entre configuraciones similares desde el punto de vista energético, pero divergentes en términos ambientales.

SELECCIÓN DEL DISEÑO RESPONSABLE

La identificación del diseño más sustentable se realizó mediante el Proceso Analítico Jerárquico (AHP), técnica multicriterio que permite estructurar problemas complejos y asignar ponderaciones relativas a indicadores heterogéneos (bin Othman, 2011). La jerarquía incluyó cuatro niveles: meta general (diseño responsable), criterios principales (económico, ambiental, seguridad), subcriterios específicos (por ejemplo, costo operativo, impacto climático, índice FEDI) y alternativas de configuración.

La comparación por pares se llevó a cabo mediante matrices de juicio experto, asignando pesos relativos a cada subcriterio según su importancia dentro del criterio padre. Posteriormente, se calcularon las prioridades mediante descomposición espectral (eigenvectores) y se verificó la consistencia de los juicios emitidos (bin Othman, 2011).

Para la evaluación final, se normalizaron los valores de todos los indicadores bajo dos categorías: "más-alto-mejor" (como ganancias) y "más-bajo-mejor" (como emisiones o índices de riesgo), y se transformaron a una escala común de 1 a 10. La combinación ponderada de estos puntajes permitió calcular un índice global para cada alternativa (bin Othman, 2011). Aquella con el mayor valor fue seleccionada como el diseño óptimo desde una perspectiva de sostenibilidad integrada, considerando simultáneamente eficiencia económica, menor impacto ambiental y mayor seguridad inherente.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

SIMULACIÓN DE PROCESO DE PURIFICACIÓN

Después de simular los distintos esquemas definidos por la matriz de pureza y recuperación (RC) de la columna concentradora, junto con la recuperación total del proceso (RP), se procedió al cálculo de la carga térmica total requerida por los tres rehervidores del sistema. La carga térmica obtenida en kilowatts se transformó a kW/kg de bioetanol y fueron comparados con valores reportados por Kiss & Ignat (2013), mostrando comportamientos análogos (Figura 1A).

Se identificó una tendencia parabólica en la carga térmica en función de la pureza del destilado. En particular, se observó que para valores de pureza inferiores a 91.0 % y valores cercanos o superiores al punto azeotrópico: 95.6 % de etanol en fracción másica a una temperatura de 78.2 °C y 1 atm de presión (Seider et al., 2009), la carga térmica aumentó considerablemente.

Este comportamiento se explica principalmente por dos factores: la variación en la relación de reflujo y el volumen de agua procesado en los rehervidores. A menor pureza, la torre CONC opera con menor reflujo, pero las torres EXTRACT y RECOVERY deben remover más agua, lo que incrementa la demanda energética. En cambio, al acercarse al punto azeotrópico, la torre CONC requiere mayor reflujo y energía para separar el agua, mientras que las otras dos torres manejan menores volúmenes, reduciendo sus cargas térmicas.

Adicionalmente, el carácter no ideal de la mezcla etanol-agua y su comportamiento de tipo azeotrópico contribuyen a una resistencia

adicional a la separación, lo que limita la reducción de la carga térmica mediante estrategias convencionales. Con base a los resultados observados en la Figura 1A y los reportados por Kiss & Ignat (2013) (Figura 1B), se determinó que una pureza objetivo de 91.0 % permite minimizar el consumo energético por kg de bioetanol purificado, siendo esta condición adoptada como base para la implementación de los criterios de integración energética en las siguientes etapas del diseño.

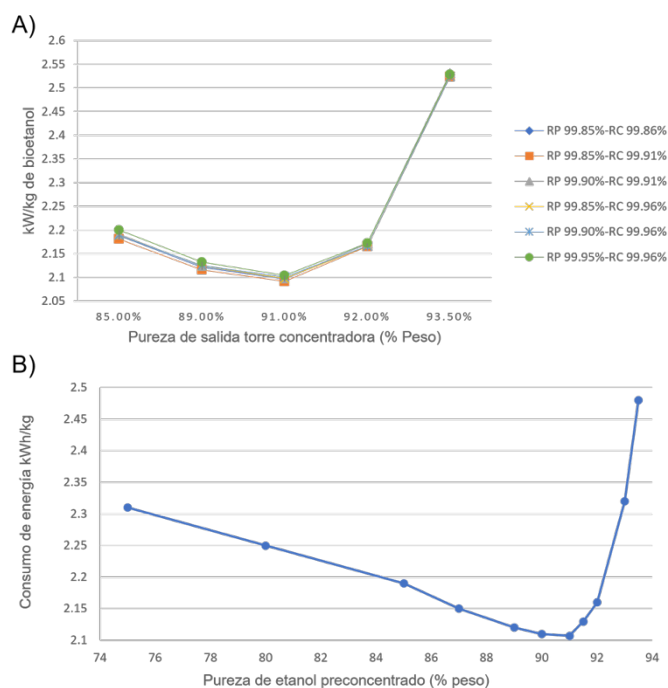


Figura 1. A) Carga térmica del rehervidor en kW/kg de bioetanol a una combinación recuperaciones y purezas; B) Uso de energía kWh/kg de etanol en función de composición de la corriente preconcentrada. RP = Recuperación del Proceso; RC = Recuperación de la torre Concentradora.

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

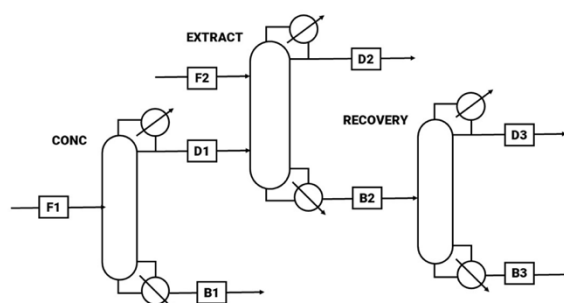
Seis diseños con una pureza objetivo de 91.0 % de etanol fueron seleccionados para su análisis energético (Tabla 1). El estudio de corrientes internas reveló que los fondos de las columnas concentradora y recuperadora eran las mejores fuentes de calor para precalentar sus respectivas alimentaciones, por su alto caudal y temperatura. En cambio, se descartó el precalentamiento de la alimentación a la torre recuperadora, al estar ya por encima del punto de burbuja del agua.

Tabla 1. Configuraciones de diseño a pureza objetivo de etanol y recuperaciones de proceso y torre CONC.

Diseño	% RP	% RC
1	99.85	99.86
2	99.85	99.91
3	99.85	99.96
4	99.90	99.91
5	99.90	99.96
6	99.95	99.96

RP = Recuperación del Proceso; RC = Recuperación de la torre CONC; CONC = Torre concentradora.

La alimentación a la torre concentradora se precalentó con sus propios fondos, debido a su similitud térmica y composicional. La torre extractora, en cambio, utilizó los fondos de la recuperadora, cuya alta temperatura y caudal permitieron acercar la mezcla azeotrópica a su punto de burbuja. Estos efectos se muestran en la Figura 2.



	F1	F2	D1	B1	D2	B2	D3	B3
Temperatura °C	30.00	30.00	77.94	100.00	78.00	152.00	100.00	197.00
Flujo kg/h	125 000.00	20 793.00	13 730.00	111 264.00	12 519.38	22 003.62	1 233.40	20 770.22

Figura 2. Análisis de corrientes internas para integración de energía. F1 = Alimentación 1; F2 = Alimentación 2; D1 = Destilado 1; B1 = Fondos 1; D2 = Destilado 2; B2 = Fondos 2; D3 = Destilado 3; B3 = Fondos 3.

Se evaluaron tres esquemas de integración térmica basados en la configuración de la pureza objetivo de 91.0 %: precalentamiento individual de la torre concentradora (IC-1), precalentamiento individual de la torre extractora (IC-2), y precalentamiento combinado de ambas alimentaciones mediante dos intercambiadores de calor (IC-1/IC-2).

La implementación de los intercambiadores resultó en una disminución significativa de la carga térmica requerida por los rehervidores, tal como

se aprecia en la Figura 3A. Por su parte, la Figura 3B muestra datos reportados por Gil et al. (2013), quienes también observaron que el precalentamiento de las corrientes de alimentación reducía la carga térmica del sistema. La coincidencia en los resultados respalda cualitativamente los efectos observados en el presente estudio, destacando la consistencia entre ambos enfoques.

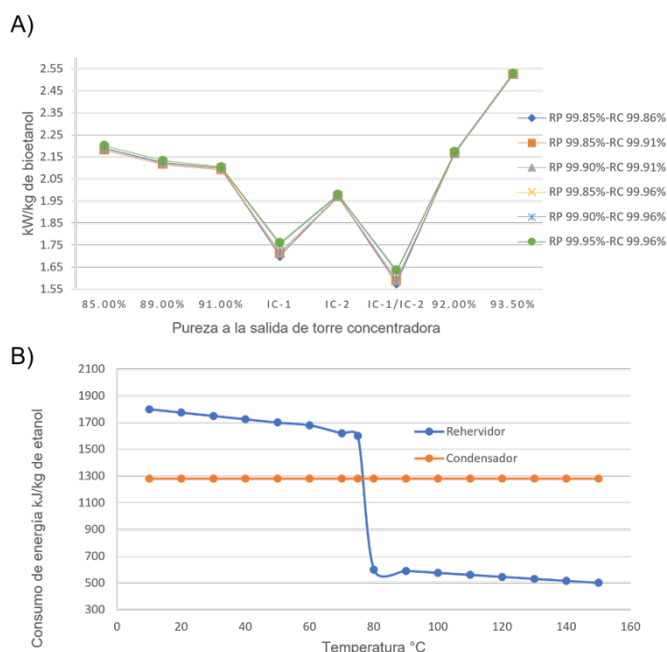


Figura 3. A) Carga térmica del rehervidor en kW/kg de bioetanol con y sin integración energética; B) Efecto de la temperatura en alimentación de mezcla azeotrópica; consumo de energía por kg de etanol. IC-1 = Intercambiadores de Calor 1; IC-2 = Intercambiadores de Calor 2; IC-1/IC-2 = doble Intercambiadores de Calor.

En el presente estudio, la mayor eficiencia energética se obtuvo al implementar dos intercambiadores de calor, con una reducción del consumo térmico que osciló entre 22.3 % y 24.1 % en comparación con las configuraciones originales a 91.0 % de pureza. Le siguieron las configuraciones con precalentamiento individual a la torre concentradora (IC-1), con ahorros entre 16.3 % y 18.2 %, y finalmente las configuraciones con precalentamiento a la torre extractora (IC-2), con reducciones de entre 5.8 % y 5.9 %.

EVALUACIÓN DE COSTOS

El comportamiento observado en la evaluación de costos de los diferentes diseños fue congruente con el patrón identificado previamente en el análisis de carga térmica. En general, los esquemas que incluyeron integración energética —particularmente aquellos con intercambiador en la torre concentradora y los diseños con doble integración— presentaron los menores costos en comparación con el diseño base correspondiente a una pureza del 91.0 %. En contraste, los esquemas con sólo un intercambiador en la torre extractora mostraron incrementos en los

costos de inversión, tanto permanentes como totales, siendo los costos operacionales la única excepción favorable.

En la Tabla 2 se aprecia que los diseños con integración térmica en la torre concentradora ofrecieron una reducción en el costo permanente de inversión (CTPI) del orden de 4.60 % a 5.16 %, mientras que los diseños con doble integración presentaron reducciones entre 3.53 % y 4.08 %. Por el contrario, los diseños con intercambiador en la torre extractora generaron incrementos en el CTPI que oscilaron entre 1.056 % y 1.065 %, incluso superiores a los diseños sin integración energética a pureza de 91.0 %

Tabla 2. Resultados de la evaluación de costos por diseño de recuperaciones, pureza objetivo e integración energética.

\$ (Dolares)		91.0 %	91.0 %/IC-1	91.0 %/IC-2	91 %IC-1/IC-2
Diseño 1	CTPI	6,284,01	5,944,911	6,350,664	6,011,701
	CTI	14,129,058	13,789,763	14,195,600	13,856,548
	C	32,899,221	28,491,378	31,513,051	27,107,374
Diseño 2	CTPI	6,284,369	5,952,481	6,344,086	6,027,593
	CTI	14,121,383	13,797,351	14,200,029	13,865,067
	C	32,841,361	28,617,743	31,475,677	27,254,094
Diseño 3	CTPI	6,284,369	5,989,193	6,351,261	6,027,593
	CTI	14,123,146	13,809,313	14,191,019	13,876,369
	C	32,925,384	28,704,150	31,542,096	27,321,943
Diseño 4	CTPI	6,278,277	5,989,193	6,346,150	6,057,224
	CTI	14,123,146	13,834,076	14,191,019	13,906,037
	C	32,913,188	29,105,515	31,554,076	27,744,759
Diseño 5	CTPI	6,278,597	5,989,097	6,346,363	6,064,629
	CTI	14,139,319	13,850,308	14,195,128	13,917,323
	C	32,930,975	29,115,564	31,565,980	27,757,544
Diseño 6	CTPI	6,286,643	5,997,611	6,353,750	6,064,629
	CTI	14,139,319	13,850,308	14,206,440	13,917,323
	C	33,015,444	29,208,123	31,635,316	27,825,340

CTPI = Costo Total de Inversión Permanente; CTI = Capital Total de Inversión; C = Costo de operación; RP = Recuperación del proceso; RC = Recuperación en CONC; Diseño 1 = RP 99.85 %-RC 99.86 %; Diseño 2 = RP 99.85 %-RC 99.91 %; Diseño 3 = RP 99.85 %-RC 99.96 %; Diseño 4 = RP 99.90 %-RC 99.91 %; Diseño 5 = RP 99.90 %-RC 99.96 %; Diseño 6 = RP 99.95 %-RC 99.96 %.

Dado que el capital total de inversión (CTI) está altamente influenciado por el CTPI, se observó un comportamiento congruente. En la Tabla 2 se observa que las configuraciones con doble intercambiador y aquellas con intercambiador en la torre concentradora reflejaron reducciones en el CTI entre 1.57 % y 1.82 %, y entre 2.04 % y 2.29 %, respectivamente. Por otro lado, las configuraciones con intercambiador en la torre extractora

presentaron incrementos entre 0.472 % y 0.476 %, respecto al diseño base.

Este patrón puede explicarse por la influencia de parámetros de diseño como la relación de reflujo y el dimensionamiento de los equipos. En los esquemas con intercambiador en la torre extractora, las dimensiones de la torre concentradora —la más grande del sistema debido al caudal de

procesamiento— no fueron modificadas, lo que redujo la eficiencia del intercambio térmico. Además, la necesidad de incrementar la relación de reflujo en la torre extractora, como consecuencia del aumento en la temperatura de la alimentación, implicó un mayor requerimiento de energía, impactando negativamente en los costos de inversión.

Aunque las configuraciones con integración en la torre concentradora presentaron reducciones superiores en los costos de inversión, esta ventaja no resulta determinante frente a los beneficios acumulativos derivados de los menores costos operacionales que ofrecen las configuraciones con doble integración. Dado el horizonte de operación de este tipo de procesos, los ahorros sostenidos en el tiempo tienen un mayor peso que la inversión inicial.

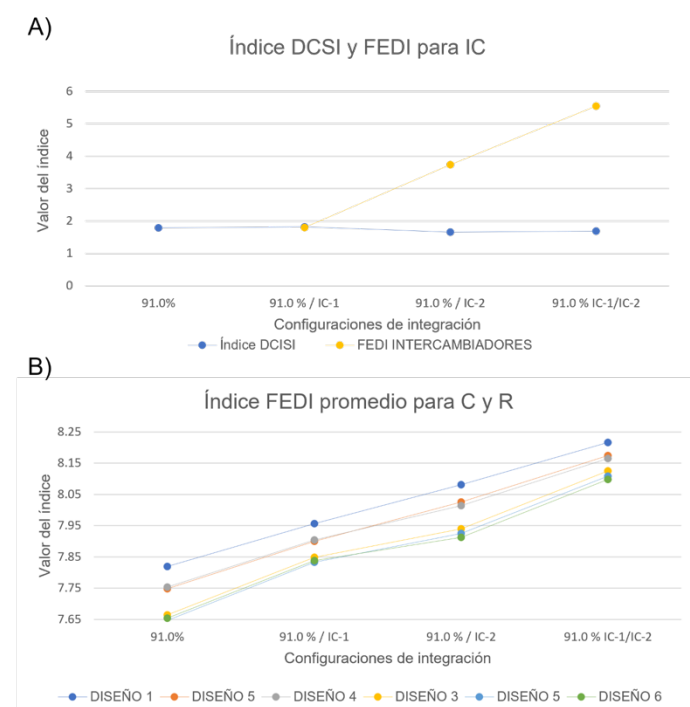


Figura 4. (A) Resultados para los índices DCISI y FEDI para intercambiadores; (B) Resultados promedio del índice FEDI para intercambiadores y condensadores; IC-1 = Intercambiadores de Calor 1; IC-2 = Intercambiadores de Calor 2; IC-1/IC-2 = doble Intercambiadores de Calor; C = Condensadores; R = Rehervidores; Diseño 1 = RP 99.85 %-RC 99.86 %; Diseño 2 = RP 99.85 %-RC 99.91 %; Diseño 3 = RP 99.85 %-RC 99.96 %; Diseño 4 = RP 99.90 %-RC 99.91 %; Diseño 5 = RP 99.90 %-RC 99.96 %; Diseño 6 = RP 99.95 %-RC 99.96 %.

En cuanto a los costos operacionales (C), se observó el mayor impacto positivo de la integración energética. En la Tabla 2 se puede notar que las configuraciones con doble intercambiador mostraron los mayores ahorros, con reducciones entre 15.72 % y 17.60 % en comparación con el diseño de referencia. Les siguieron las configuraciones con un intercambiador en la torre concentradora, con ahorros entre 11.53 % y 13.40 %. Finalmente, las configuraciones con un intercambiador en la torre extractora presentaron los menores ahorros operacionales, entre 4.18 % y 4.21 %.

EVALUACIÓN DE SEGURIDAD INHERENTE

Los resultados obtenidos a partir de los índices de seguridad inherente indicaron un comportamiento global favorable para todas las configuraciones evaluadas. El índice DCISI presentó valores dentro de los rangos considerados aceptables en la práctica común de ingeniería, mientras que el índice FEDI se mantuvo en el rango de “no peligrosidad” en todos los casos analizados.

En el caso del índice DCISI, se observó un comportamiento constante frente a las combinaciones de recuperación del proceso y la columna concentradora, siendo la pureza de salida y la presencia de integración energética los factores determinantes en su variación. En la Figura 4A se muestra que las configuraciones IC-2 y IC-1/IC-2 fueron las que presentaron los valores más bajos del índice, en un intervalo de 1.6555 a 1.6889. Aunque el valor de referencia óptimo es igual o menor a 1, un valor cercano a este umbral sigue representando una condición de proceso aceptable desde el punto de vista de seguridad.

El comportamiento homogéneo de las configuraciones respecto al DCISI se explicó principalmente por el efecto de la pureza final del bioetanol. A medida que esta pureza se incrementa, también lo hace la peligrosidad asociada a la operación de la columna, dado el aumento en la volatilidad del producto y en la relación de reflujo necesaria. Por otro lado, el índice FEDI mostró una respuesta distinta. En la Figura 4B se observa que las configuraciones con integración energética tendieron a incrementar ligeramente su valor numérico, aunque sin abandonar el rango de no peligrosidad. En este caso, las combinaciones con mayor recuperación total del proceso resultaron en valores FEDI más bajos, lo cual se interpretó como una influencia positiva sobre la seguridad del sistema. La variación del índice FEDI en el rehervidor y el condensador se atribuye al aumento en la temperatura de operación, por el precalentamiento de las alimentaciones, y a los cambios en la cantidad de bioetanol procesado según la pureza y recuperación objetivo. Como las demás condiciones se mantuvieron constantes, los cambios en FEDI reflejan el

efecto conjunto de una menor carga térmica en el rehervidor y un mayor volumen en los condensadores (Ortiz Espinoza, 2020).

En cuanto a los intercambiadores de calor, en la Figura 4A se puede apreciar que como los valores para todas las configuraciones se mantuvieron dentro del rango de no peligrosidad establecido por el índice FEDI. No obstante, las configuraciones con doble integración presentaron los valores numéricos más altos dentro de esta categoría, atribuibles al aumento en el número de equipos requeridos.

Aunque los valores del índice FEDI fueron más elevados en configuraciones integradas, ello no implica que dichos esquemas sean menos seguros. Todos los diseños se mantuvieron dentro del mismo rango cualitativo ("no peligroso"), y las diferencias en valores absolutos no justifican una interpretación de mayor riesgo, ya que no superaron ningún umbral crítico.

EVALUACIÓN DE IMPACTO AMBIENTAL

La suma total en términos económicos de los impactos generados en todas las categorías de impacto se presenta en la Figura 5. En general, las configuraciones con integración energética generaron un menor impacto ambiental, al combinar mejoras en eficiencia con reducción en el consumo de servicios externos. Las configuraciones con doble integración (IC-1/IC-2) mostraron los mejores resultados, con reducciones de impacto entre 22.25 % y 24.94 %, respecto al diseño óptimo sin integración a 91.0 % de pureza. Les siguieron las configuraciones con un solo intercambiador en IC-1 (reducción de 16.37 % a 18.98 %) y luego las configuraciones con intercambiador en IC-2 (reducción de 5.88 % a 6.02 %).

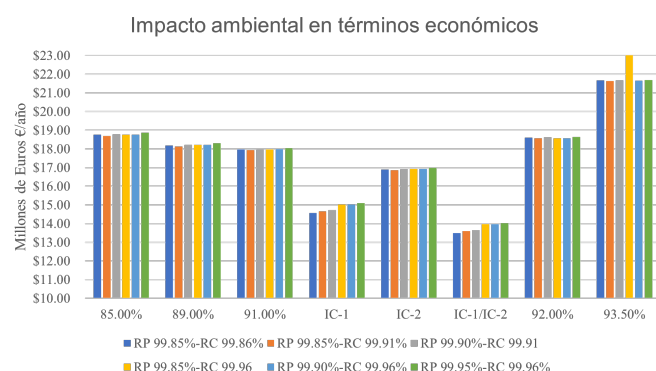


Figura 5. Suma total de impactos ambientales ocasionados por categorías de impacto en términos económicos.

La recuperación del proceso también influyó de manera importante en los resultados. Las configuraciones con recuperación total de 99.96 % generaron un impacto ambiental mayor en todas las áreas, mientras que aquellas con recuperaciones de 99.91 % y 99.85 % mostraron una disminución escalonada. Este comportamiento se atribuyó al incremento en el consumo de recursos necesario para lograr mayores recuperaciones, lo cual incrementa proporcionalmente el uso de energía y la generación de emisiones asociadas.

Dado el enfoque del presente estudio en sostenibilidad e integración energética, se analizaron en mayor detalle las áreas de protección de las configuraciones más prometedoras (IC-1/IC-2) y los resultados se presentan en la Tabla 3. El impacto sobre salud humana (SH) representó el mayor aporte al impacto ambiental total, seguido por la calidad de ecosistemas (CE) y, finalmente, el uso de recursos y servicios del ecosistema (RSE). Este comportamiento también fue dominado por el nivel de recuperación: a mayores valores de recuperación, mayores impactos se observaron, aunque no de forma lineal.

Tabla 3. Impacto ambiental en términos económicos por área de protección.

	Recursos y servicios de ecosistemas	Calidad de ecosistema	Salud Humana
Diseño 1	€ 676,123	€ 4,109,852	€ 8,715,220
Diseño 2	€ 681,582	€ 4,143,031	€ 8,785,571
Diseño 3	€ 683,992	€ 4,157,671	€ 8,816,529
Diseño 4	€ 699,927	€ 4,254,543	€ 9,022,029
Diseño 5	€ 902,637	€ 4,256,632	€ 9,026,368
Diseño 6	€ 702,682	€ 4,271,263	€ 9,057,306

Diseño 1 = RP 99.85 %-RC 99.86 %; Diseño 2 = RP 99.85 %-RC 99.91 %; Diseño 3 = RP 99.85 %-RC 99.96 %; Diseño 4 = RP 99.90 %-RC 99.91 %; Diseño 5 = RP 99.90 %-RC 99.96 %; Diseño 6 = RP 99.95 %-RC 99.96 %;

No obstante, se observó que las configuraciones con recuperación elevada no siempre coincidieron con los diseños más contaminantes. Por ejemplo, el mayor impacto ambiental no correspondió al diseño con la mayor pureza, sino a una configuración con RP 99.90 % y RC 99.96 %, lo cual confirma que la recuperación es una variable crítica en la evaluación del impacto global del proceso.

Tabla 4. Comparación por pares de categorías y subcategorías, más ponderación por prioridades (PV).

2do nivel						
Categoría	Economía	Social	Ambiental			PV
Economía	1	1	1			0.333
Social	1	1	1			0.333
Ambiente	1	1	1			0.333
3er Nivel						
Economía	DCISI	FEDI R/C	FEDI IC			PV
C	1	2	2			0.500
CTI	0.500	1	1			0.250
CTPI	0.500	1	1			0.250
Social	DCISI	FEDI RH/C	FEDI IC			PV
DCISI	1	0.250	0.500			0.150
FEDI RH/C	4	1	0.500			0.470
FEDI IC	2	2	1			0.380
Ambiente	SH	CE	RSE	FWE	GEI	PV
SH	1	1	1	5	3	0.260
CE	1	1	1	5	3	0.260
RSE	1	1	1	5	3	0.260
FWE	0.200	0.200	0.200	4.500	4	0.095
GEI	0.333	0.333	0.333	1.125	1	0.125

C = Costo de producción; CTI = Costo Total de Inversión; CTPI = Costo Total Permanente de Inversión; DCISI = Distillation Column Inherent Safety Index; FEDI = Fire and Explosion Damage Index; RH = Rehervidores; Cd = Condensadores; IC = Intercambiadores de calor; SH = Salud Humana; CE = Calidad del ecosistema; RSE = Recursos y Servicios de ecosistemas; FWE = Eco Toxicidad del Agua Fresca; GEI = Gases de Efecto Invernadero; PV = Ponderación por Prioridades

Asimismo, se identificaron comportamientos opuestos entre categorías. El impacto sobre el agua, derivado de las emisiones de bioetanol y etilenglicol, tendió a disminuir conforme aumentaba la recuperación. Por el contrario, las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) aumentaron con la recuperación, como resultado del mayor uso de servicios energéticos. Aunque los diseños con menor recuperación mostraron menores impactos en áreas como salud humana, ecosistemas y uso de recursos, presentaron mayores niveles de toxicidad acuática, indicando que no existe una única configuración óptima desde todos los frentes ambientales.

SELECCIÓN DE DISEÑO RESPONSABLE HACIA LA SOSTENIBILIDAD

Con base en los resultados obtenidos en las evaluaciones energética, económica, ambiental y de seguridad inherente, se procedió a la

selección del diseño más responsable dentro del conjunto de seis configuraciones con doble integración térmica a una pureza de salida del 91.0 % en la torre concentradora. Estas configuraciones presentaron los valores más bajos de consumo energético (kW/kg de etanol), menores costos operacionales anuales, el segundo mejor desempeño en seguridad inherente para columnas de destilación y el menor impacto ambiental total considerando las cinco áreas de protección definidas por la metodología LCA.

Aunque estas configuraciones no fueron las más favorables en términos de inversión de capital ni en la seguridad específica de los condensadores, rehervidores e intercambiadores, los beneficios acumulados en los demás aspectos superaron estas desventajas. Si bien el índice FEDI fue más elevado en estas configuraciones, todos los valores se mantuvieron dentro del rango de no peligrosidad. Asimismo,

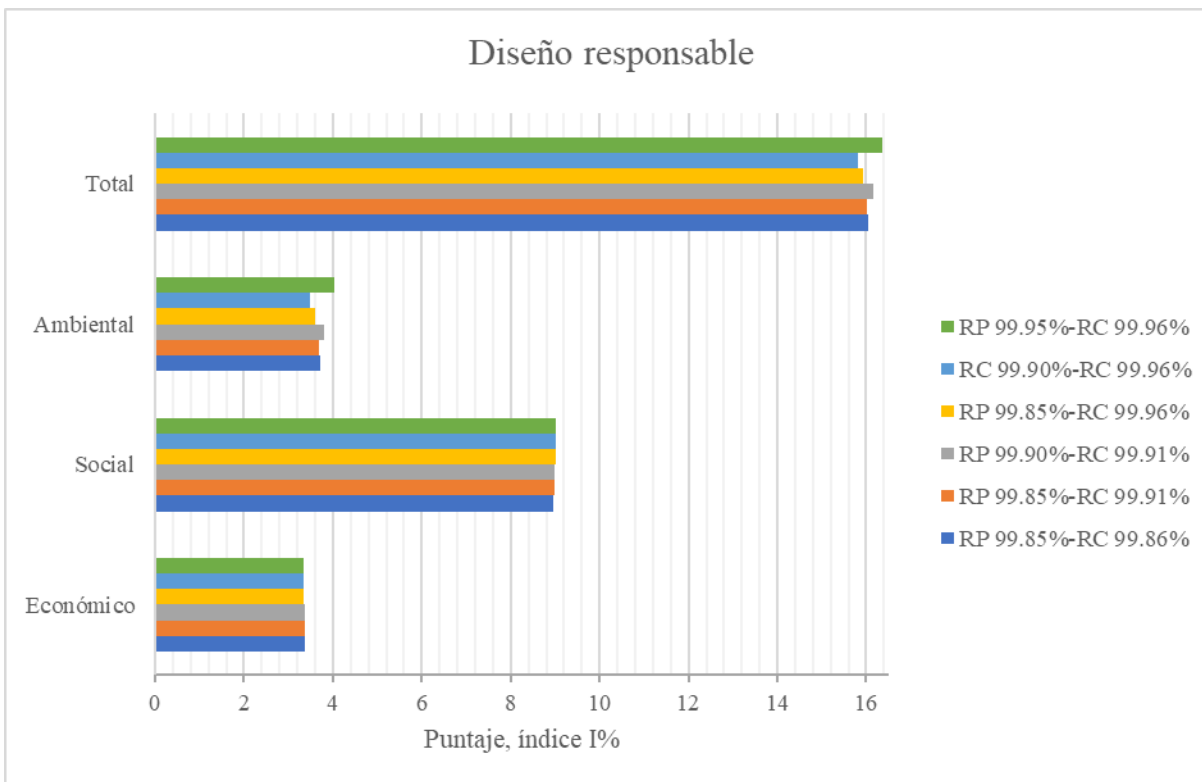


Figura 6. Evaluación de diseños para selección de diseño sostenible en base a índice I.

aunque los costos de inversión fueron mayores, estos siguieron siendo inferiores a los alcanzados en otros diseños a igual pureza sin integración.

Para llevar a cabo una comparación integral entre las diferentes configuraciones, se estableció una evaluación multicriterio considerando tres dimensiones principales: económica, ambiental y social, con pesos iguales asignados a cada una de ellas. Dentro de cada dimensión, se jerarquizaron las subcategorías mediante comparación por pares. En el aspecto económico, el costo operacional recibió la mayor ponderación, mientras que los costos de inversión (CTPI y CTI) fueron considerados de forma secundaria. En el aspecto ambiental, se dio mayor importancia a las tres áreas de protección principales (salud humana, calidad de ecosistemas y uso de recursos), asignando menor peso a indicadores secundarios como GEI (Gases de Efecto Invernadero) y FWE (toxicidad de agua fresca) ya contemplados en las áreas mayores. En el aspecto social, se priorizó el promedio del índice FEDI en rehervidores y

condensadores, seguido de la seguridad de los intercambiadores y, en última instancia, el índice DCISI, que mostró poca variabilidad entre configuraciones.

Los valores asignados a cada subcategoría se presentan en la Tabla 4 y los valores obtenidos mediante la metodología LVHD se presentan en la Tabla 5, respectivamente. Todos los indicadores fueron previamente normalizados con base en la producción anual de bioetanol. Los vectores de evaluación ponderada se normalizaron posteriormente a una misma escala, obteniéndose así los vectores de evaluación ponderada normalizados, a partir de los cuales se calcularon los índices finales (*I*), cuyos resultados se presentan en la Figura 6.

Del análisis integral, se desprende que las configuraciones con menor recuperación fueron más favorables en el aspecto económico, mientras que aquellas con mayor recuperación presentaron mejores resultados en el aspecto social (seguridad). Ambientalmente, las configuraciones con recuperaciones de 99.90 % y 99.95 % fueron las más sostenibles. La

combinación de estos tres componentes determinó como mejor alternativa al diseño que opera con una pureza de salida del 91.0 %, recuperaciones de RP 99.95 % y RC 99.96 %, y doble integración térmica. Este diseño responsable mostró un ahorro energético del 22.30 % respecto al diseño de referencia, equivalente a 51 millones de kWh por año. El costo operacional se redujo en 15.72 %, lo que representa 5.2 millones de dólares anuales. En términos de inversión, se obtuvo un ahorro del 3.53 % en inversión permanente y del 1.57 % en inversión total, correspondientes aproximadamente a 221 mil dólares. En cuanto a la seguridad inherente, las torres de destilación se estimaron un 7.88 % más seguras, mientras que rehervidores y condensadores mostraron un incremento del 5.49 % en su índice FEDI, aunque sin salir del rango de no peligrosidad.

Respecto al impacto ambiental, el diseño seleccionado redujo las emisiones de gases de efecto invernadero en 22.29 %, equivalente a una disminución de 11.15 toneladas de CO₂ eq anuales. En términos económicos, el impacto ambiental total también disminuyó en 22.25 %, lo que equivale a una reducción aproximada de 4.01 millones de euros al año, considerando las tres áreas de protección principales.

Si bien este diseño presentó los mejores resultados globales, se observó que la configuración con recuperaciones de RP 99.90 % y RC 99.91 % obtuvo un índice de sostenibilidad solo 1.34 % inferior. Esta cercanía evidencia la necesidad de incorporar métricas complementarias, como el retorno de inversión (ROI) o indicadores que integren sostenibilidad de forma estructural en su metodología, para reducir la incertidumbre en la toma de decisiones. No obstante, debido a que el presente trabajo se centró exclusivamente en la etapa de purificación, no fue factible aplicar métricas de análisis económico a nivel de proceso completo. A pesar de esta limitación, los resultados obtenidos permiten concluir que la pureza, la recuperación y la integración energética tienen un efecto positivo integral en el diseño de un proceso de purificación de bioetanol, impactando favorablemente en los aspectos económico, social y ambiental.

CONCLUSIONES

La evaluación integral del proceso de destilación extractiva para bioetanol mostró que la combinación de pureza al 91.0%, recuperaciones de 99.95% y 99.96% en la torre concentradora y en el proceso total, junto con la doble integración energética, representa la alternativa más equilibrada. Este diseño permitió reducir el consumo específico de

energía en más de 22%, disminuir costos operacionales hasta en 17.6%, y lograr reducciones de impacto ambiental cercanas al 25%, manteniendo condiciones aceptables de seguridad inherente. Los resultados confirman que la integración sistemática de criterios técnicos, económicos, ambientales y de seguridad fortalece el diseño responsable y sostenible de procesos químicos.

Asimismo, la metodología basada en simulación, optimización y análisis multicriterio demostró ser una herramienta sólida y reproducible, capaz de orientar decisiones de diseño en etapas tempranas con base en indicadores cuantitativos. El estudio refuerza el potencial industrial de la configuración propuesta, que combina eficiencia energética, menores emisiones y competitividad económica, y sienta bases para trabajos futuros que incluyan análisis de retorno de inversión, evaluación con otros solventes y extensión al proceso productivo completo. En conjunto, se confirma que la integración de enfoques de sustentabilidad y responsabilidad anticipatoria es clave para consolidar alternativas viables de purificación de bioetanol en el contexto industrial.

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo se realizó en el marco del proyecto de tesis de licenciatura para la obtención del título de Ingeniero Químico. Los autores agradecen a la Facultad de Ciencias Químico Biológicas de la Universidad Autónoma de Sinaloa por las facilidades otorgadas para el desarrollo de esta investigación, así como por el acompañamiento académico brindado durante todas las etapas del estudio.

Se expresa un agradecimiento especial al personal docente y asesor que participó activamente en la orientación metodológica, técnica y científica del proyecto, así como a los comités evaluadores que contribuyeron con observaciones constructivas para el fortalecimiento del trabajo.

DECLARACIÓN DE CONFLICTO DE INTERÉS

Los autores declaran no tener conflictos de interés relacionados con la publicación de este artículo. No existe ninguna relación financiera, personal, institucional o profesional que pudiera influir de manera inapropiada en los resultados o la interpretación del presente trabajo de investigación.

APROBACIÓN DE COMITÉ DE INVESTIGACIÓN Y ÉTICA

No aplica.

REFERENCIAS

- Al-Malah, K. I. (2022). *Aspen Plus: Chemical engineering applications*. John Wiley & Sons.
- Argoti, A., Orjuela, A., & Narváez, P. C. (2019). Challenges and opportunities in assessing sustainability during chemical process design. *Current Opinion in Chemical Engineering*, 26, 96–103. <https://doi.org/10.1016/j.coche.2019.09.003>
- Bulle, C., Margni, M., Patouillard, L., Boulay, A.-M., Bourgault, G., De Bruille, V., & Jolliet, O. (2019). IMPACT World+: A globally regionalized life cycle impact assessment method. *The International Journal of Life Cycle Assessment*, 24, 1653–1674. <https://doi.org/10.1007/s11367-01901583-0>
- FAO. (2025). El estado mundial de la agricultura y la alimentación 2024: Transformación de los sistemas agroalimentarios orientada hacia el valor. FAO. <https://doi.org/10.4060/cd2616es>
- Gianni, R., Pearson, J., & Reber, B. (2019). RRI: A critical-constructive approach. En *Responsible research and innovation: From concepts to practices* (pp. 1–9). Routledge Taylor & Francis Group.
- Gil, I. D., García, L. C., & Rodríguez, G. (2014). Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 31(1), 259–270. <https://doi.org/10.1590/S0104-66322014000100024>
- Green, D. W. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook* (7th ed., Secs. 5–12). McGraw-Hill.
- Hbaki, H., Tabata, O., Kawasaki, J., & Egashira, R. (2010). Extraction equilibrium of ethanol for bioethanol production—Solvent selection and liquid–liquid equilibrium measurement. *Journal of the Japan Petroleum Institute*, 53(3), 135–143. <https://doi.org/10.1627/jpi.53.135>
- Jolliet, O., Saadé-Sbeih, M., Shaked, S., Jolliet, A., & Crettaz, P. (2016). Life cycle impact assessment. En O. Jolliet, S. Shaked, M. Saadé-Sbeih, C. Bulle, A. Jolliet & P. Crettaz (Eds.), *Environmental life cycle assessment* (pp. 105–144). CRC Press.
- Khan, F. I., & Amyotte, P. R. (2005). I2SI: A comprehensive quantitative tool for inherent safety and cost evaluation. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 18, 310–326. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2005.06.022>
- Kiss, A. A., & Ignat, R. M. (2013). Optimal economic design of an extractive distillation process for bioethanol dehydration. *Energy Technology*, 1, 166–170. <https://doi.org/10.1002/ente.201200053>
- Lei, Z., Li, C., & Chen, B. (2003). Extractive distillation: A review. *Separation & Purification Reviews*, 32(2), 121–213.
- Amoneit, M., Weckowska, D., Sphar, S., Wagner, O., Adeli, M., Mai, I., & Haag, R. (2024). Green chemistry and responsible research and innovation: Moving beyond the 12 principles. *Journal of Cleaner Production*, 484, 144011. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2024.144011>
- Núñez García, M. J., & García Triñanes, P. (2006, noviembre). Biocombustibles: Bioetanol y biodiesel. En *Actas del XIX Congreso ENCIGA. Asociación dos Ensinantes de Ciencias de Galicia*.
- Ortiz Espinoza, A. P. (2020). *Inclusión de seguridad inherente en el diseño y evaluación de procesos químicos* [Tesis doctoral, Instituto Tecnológico de Celaya].
- Ortiz-Espinoza, A. P., Jiménez-Gutiérrez, A., El-Halwagi, M. M., Kazantzis, N. K., & Kazantzi, V. (2021). Comparison of safety indexes for chemical processes under uncertainty. *Process Safety and Environmental Protection*, 148, 225–236. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2020.09.069>
- Othman, M. R. bin. (2011). *Sustainability assessment and decision making in chemical process design* [Tesis doctoral en Ingeniería, Universidad Técnica de Berlín].
- Pérez Fernández, A., Rivas Martínez, M. L., Caamal Cauich, I., & Martínez Luis, D. (2017). Production of bioethanol and its impact on the price of agricultural products in Mexico. *Ecosistemas y Recursos Agropecuarios*, 4(12), 597–602. <https://doi.org/10.19136/era.a4n12.977>
- Scilipoti, J. A. (2014). *Diseño molecular y otras estrategias para la selección de solventes y co-solventes en procesos de separación* [Tesis de licenciatura, Universidad Nacional del Sur].

- Seader, J. D., Henley, E. J., & Roper, D. K. (2016). Enhanced distillation and supercritical extraction. En L. Ratts & M. O'Sullivan (Eds.), Separation process principles with applications using process simulators (4ª ed., pp. 320–369). Wiley.
- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., & Widago, S. (2009). Cost accounting and capital cost estimation. En J. Welter & S. Dumas (Eds.), Product and process design principles: Synthesis, analysis and evaluation (3ª ed., pp. 602–641). Wiley.
- Shariff, A. M., Athar, M., Buang, A., Khan, M. I., & Hermansyah, H. (2018). Distillation column inherent safety index at preliminary. IOP Conference Series: Materials Science and Engineering, 458(1), 012047. <https://doi.org/10.1088/1757-899X/458/1/012047>
- Valdeón, D. H. (2018). Tecnologías de deshidratación de bioetanol [Tesis de maestría, Universidad Tecnológica Nacional].
- Velasco Cristancho, A. P. (2020). Una revisión general de los procesos para la producción de bioetanol de segunda generación a partir de biomasa lignocelulósica [Tesis de licenciatura, Universidad Santo Tomás].
- Zhang, L., Yang, B., & Zhang, W. (2015). Vapor–liquid equilibrium of water ethanol + glycerol: Experimental measurement and modeling for ethanol dehydration by extractive distillation. Journal of Chemical & Engineering Data, 60(6), 1892–1899.