

Artículo Original

VALORIZACIÓN DE LAS CABEZAS DE LA DESTILACIÓN DE ETANOL HIDRATADO MEDIANTE RECUPERACIÓN DE PRODUCTOS DE ALTO VALOR AGREGADO

VALORIZATION OF THE HYDROUS ETHANOL DISTILLATION HEADS BY THE RECOVERY OF HIGH VALUE-ADDED PRODUCTS

Yadaxy Alonso Miranda¹ <https://orcid.org/0009-0005-4812-9043>

Osney Pérez Ones^{2*} <https://orcid.org/0000-0002-0366-0317>

Lourdes Zumalacárregui de Cárdenas² <https://orcid.org/0000-0001-6921-737X>

Arletis Cruz Llerena^{1,2} <https://orcid.org/0000-0002-8113-1592>

¹ Grupo de Bioingeniería, Dirección de Biotecnología, Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA), San Miguel del Padrón, La Habana, Cuba.

² Grupo de Análisis de Procesos, Facultad de Ingeniería Química, Universidad Tecnológica de La Habana José Antonio Echeverría (CUJAE), Marianao, La Habana, Cuba.

Recibido: Mayo 5, 2026; Revisado: Junio 6, 2026; Aceptado: Agosto 3, 2026

RESUMEN

Introducción:

La producción de bioetanol genera subproductos como las "cabezas de destilación", ricas en compuestos valiosos (acetato de etilo, acetaldehído, entre otros), que actualmente se desperdician.

Objetivo:

Evaluar mediante el desarrollo y validación de modelos de simulación, la factibilidad técnico-económica y ambiental de tres tecnologías para la transformación de la corriente de alcoholes de cabezas de destilación de etanol hidratado en productos de alto valor.

Materiales y Métodos:

La comparación se realizó mediante simulación en el software Aspen HYSYS V14, utilizando el paquete de propiedades NRTL para las tecnologías A (esterificación en reactor de equilibrio) y C (deshidrogenación catalítica), mientras que para la tecnología B (destilación reactiva) se empleó el modelo termodinámico de Wilson. Se analizaron indicadores económicos para determinar la viabilidad financiera. Por último, se



Este es un artículo de acceso abierto bajo una Licencia *Creative Commons* Atribución-No Comercial 4.0 Internacional, lo que permite copiar, distribuir, exhibir y representar la obra y hacer obras derivadas para fines no comerciales.

* Autor para la correspondencia: Osney Pérez, Email: osney@quimica.cujae.edu.cu



identificaron las corrientes residuales y las potencialidades de aprovechamiento.

Resultados y Discusión:

Con la tecnología A se alcanzó la mayor pureza de acetato de etilo ($> 90\%$ másico), aunque presentó un alto consumo de ácido acético, lo que incrementa los costos de operación. La tecnología B mostró una reducción del 27% en el consumo de ácido acético en comparación con la tecnología A. La tecnología C destacó como la más rentable, superando a las demás alternativas en viabilidad económica.

Conclusiones:

Se concluye que la tecnología C es la alternativa más viable desde el punto de vista económico y la tecnología A demostró ser la más efectiva en términos de calidad del producto, alcanzando una pureza $> 90\%$ de acetato de etilo.

Palabras clave: acetato de etilo; bioetanol; cabezas de destilación; simulación; valorización.

ABSTRACT

Introduction:

Bioethanol production generates by-products such as "distillation heads," which are rich in valuable compounds (ethyl acetate, acetaldehyde, among others) that are currently wasted.

Objective:

To evaluate, through the development and validation of simulation models, the technical, economic, and environmental feasibility of three technologies for transforming hydrous ethanol distillation heads into high-value products.

Materials and Methods:

The study was conducted using Aspen HYSYS V14 simulations, employing the NRTL property package for technologies A (equilibrium reactor esterification) and C (catalytic dehydrogenation), while the Wilson thermodynamic model was used for technology B (reactive distillation). The composition of the distillation heads was evaluated, and mass and energy balances were performed for each technology. Additionally, economic indicators were analyzed to determine financial viability. Finally, residual streams and potential for utilization were identified.

Results and Discussion:

Technology A (equilibrium reactor esterification) achieved the highest purity of ethyl acetate ($> 90\%$), though it required high acetic acid consumption, increasing operational costs. Technology B (reactive distillation) demonstrated a 27% reduction in acetic acid consumption compared to technology A. However, Technology C (catalytic dehydrogenation) stood out as the most profitable, outperforming the other alternatives in economic viability.

Conclusions:

Technology C (catalytic dehydrogenation) is the most economically viable option due to its high profitability, as reflected in financial indicators. On the other hand, technology A (equilibrium reactor esterification) proved most effective in product quality, achieving more than 90% ethyl acetate's purity.

Keywords: ethyl acetate, bioethanol, distillation heads, simulation, valorization.

1. INTRODUCCIÓN

En la destilación de etanol se generan residuos que pueden utilizarse como biocombustibles, solventes o materia prima para la industria química. En las cabezas, además de etanol y agua, mayormente hay impurezas como el acetato de etilo, acetaldehído, metanol, propanol, isobutanol y alcohol isoamílico (Fernández et al., 2022). Por ello, resulta de gran importancia la búsqueda de posibles tecnologías para la obtención de productos de alto valor agregado a partir de los alcoholes de cabezas, corriente que no se utiliza (Navas, 2015). La revalorización de los alcoholes de cabeza favorecería a diversificar las producciones en las destilerías cubanas. No obstante, su aprovechamiento requiere la evaluación de rutas tecnológicas adecuadas.

En este sentido, se reporta en investigaciones precedentes el aprovechamiento de corrientes intermedias de la destilación alcohólica para la obtención de productos de alto valor agregado. En el caso de Corral (2018), se propone el diseño de una planta para la obtención de acetato de etilo a partir de la deshidrogenación catalítica del etanol. Gallegos (2024) propone diferentes tecnologías para la obtención de acetato de etilo, tales como esterificación de Fischer y deshidrogenación catalítica. Por otro lado, García (2023), García et al. (2024) y García et al. (2026) abordan el estudio de la esterificación y destilación reactiva como posibles tecnologías para la obtención de ésteres a partir de aceite de fúsel en destilerías cubanas.

La selección de la tecnología más adecuada requiere un análisis comparativo que considere las interrelaciones entre eficiencia de conversión, consumo energético, inversión requerida e impacto ambiental. En este sentido, la simulación de procesos facilitaría la evaluación de las tecnologías. La simulación es una herramienta que permite reproducir virtualmente los procesos y estudiar su comportamiento, para analizar el impacto de las distintas variables que puedan intervenir en el mismo, o para comparar diferentes alternativas de diseño sin el alto costo de los experimentos a escala real. Proporciona gran ayuda a la hora de disminuir los riesgos y de optimizar la toma de decisiones, así como de planificar, analizar y mejorar los procesos (García, 2023).

Es por ello que, el objetivo de este trabajo es evaluar mediante el desarrollo y validación de modelos de simulación, la factibilidad técnico-económica y ambiental de tres tecnologías para la transformación de la corriente de alcoholes de cabezas de destilación de etanol hidratado en productos de alto valor.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

Según lo reportado por Corral (2018), Gallegos (2024), García et al., (2024) y García et al., (2026), en este trabajo se seleccionaron tres tecnologías (A, B y C) para la obtención de acetato de etilo a partir de la corriente de alcoholes de cabezas de destilación. La tecnología A se basa en la esterificación en reactor de equilibrio de los alcoholes con ácido acético, seguida de una etapa de purificación del éster obtenido. La tecnología B se fundamenta en la destilación reactiva, que integra la reacción de esterificación y la separación en una única columna. La tecnología C consiste en la deshidrogenación catalítica en un reactor de conversión, donde el etanol se transforma directamente en acetato de etilo con generación simultánea de hidrógeno, seguida de una etapa de purificación.

Se seleccionaron como casos de estudio dos destilerías cubanas, nombradas en lo adelante

destilería 1 y destilería 2, con flujo de procesamiento de 0,1040 m³/h (83,72 kg/h) y 0,1875 m³/h (151,4 kg/h) respectivamente.

Para la evaluación técnico-económica de las tecnologías se siguió la siguiente metodología:

1. Simulación de procesos en Aspen HYSYS V14: selección de componentes y paquetes de propiedades, selección de los módulos de cálculo, obtención del modelo de simulación y validación de los resultados.
2. Análisis económico: determinación de costo de operación, costo de inversión, flujo de caja e indicadores económicos.
3. Análisis ambiental: identificación de las corrientes residuales.

2.1 Simulación de las tecnologías

En la Tabla 1 se muestra la composición en fracción volumétrica de la corriente de alcoholes de cabezas para cada una de las destilerías seleccionadas.

Tabla 1. Composición (fracción volumétrica) de los alcoholes de cabeza

Componentes	Destilería 1	Destilería 2
Acetaldehído	0,0076	0,0000
Acetato de etilo	0,0123	0,0022
Acetal	0,0002	0,0000
Metanol	0,0004	0,0000
Isobutanol	0,0001	0,0006
Alcohol isoamílico	0,0009	0,0002
Agua	0,0385	0,0554
Etanol	0,9400	0,9401
1- propanol	0,0000	0,0015
Total	1,0000	1,0000

Para la simulación de las tecnologías A y C se seleccionó el paquete de propiedades NRTL, recomendable para el equilibrio entre el agua y las sustancias orgánicas a bajas presiones para la fase líquida e Ideal para la fase vapor a presión atmosférica. Para la simulación de la tecnología B se seleccionó el modelo termodinámico de Wilson, que ha sido utilizado para describir el comportamiento de mezclas líquidas no ideales en una columna de destilación reactiva (García et al., 2024; García et al., 2026).

Para la simulación de las tecnologías A y B se modificaron los modelos de simulación obtenidos y validados por García (2023) para la valorización de la corriente fúsel. De dicho modelo se eliminó la etapa de deshidratación, ya que en el fúsel los componentes mayoritarios son los alcoholes superiores y, en presencia del agua, forman azeótropos que dificultan la separación, mientras que en las cabezas los componentes mayoritarios son etanol y agua, por lo que no es necesario introducir esa operación. En el caso de estas dos tecnologías, para la caracterización de los residuales líquidos se empleó el módulo *Spreadsheet* (DQO y pH). Para la tecnología C (deshidrogenación catalítica), el modelo se estableció a partir de Corral (2018).

Para el cálculo del consumo de las facilidades auxiliares se utilizaron las utilidades disponibles en el simulador: agua de enfriamiento ($T_{\text{entrada}} = 27\text{ °C}$ y $T_{\text{salida}} = 30\text{ °C}$) y vapor de calentamiento (vapor saturado a 232 kPa). Los datos de las corrientes del proceso

para las tecnologías A, B y C se muestran en la Tabla 2. Se consideró que el flujo de las cabezas representa el 5 % de la capacidad de las destilerías estudiadas (Saura, 2023).

Tabla 2. Datos de las corrientes del proceso para las tecnologías estudiadas

<i>Tecnología</i>	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>
Corriente*	Temperatura (°C)		
Cabezas	30	30	30
Cabezas 1	50	50	50
Ácido acético	25	90	-
Agua de lavado	30	30	-
Producto-1	-	-	200
Índice			
Ácido acético (kg) / Cabezas (kg)	1,925	1,0	-
Agua de lavado (m ³ /h) / Corriente a lavar (m ³ /h)	1,46	1,5	-

*Todas las corrientes se alimentan a 101,3 kPa

Las reacciones químicas utilizadas en la simulación de las tecnologías A, B y C se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3. Reacciones químicas empleadas en la simulación (Gallegos, 2024; García et al., 2024)

<i>Tecnología</i>	<i>Módulo</i>	<i>Reacción</i>	<i>Tipo de reacción</i>	<i>Conversión (% mol)</i>
A	Reactor de equilibrio	$C_2H_4O_2 + C_2H_6O = C_2H_8O_2 + H_2O$	Equilibrio	-
B	Columna de destilación reactiva (T-100)	$C_5H_{12}O + C_2H_4O_2 = C_7H_{14}O_2 + H_2O$	Equilibrio	-
		$C_2H_4O_2 + C_2H_6O = C_4H_8O_2 + H_2O$		
		$C_4H_{10}O + C_2H_4O_2 = C_6H_{12}O_2 + H_2O$		
C	Reactor de conversión	$C_2H_6O = C_2H_4O + H_2$	Conversión	65
		$C_2H_{16}O + C_2H_4O = C_4H_8O_2 + H_2$		90
		$2C_2H_6O = C_4H_8O_2 + 2H_2$		65

En las Figuras 1, 2 y 3 se muestran los modelos de simulación para la valorización de las cabezas de la tecnología A de esterificación en el reactor de equilibrio, de la tecnología B de destilación reactiva y de la tecnología C de deshidrogenación catalítica.

Para la determinación del consumo de combustible se consideró un índice de generación de vapor de 15 kg de vapor de calentamiento/kg de combustible (Cruz et al., 2022).

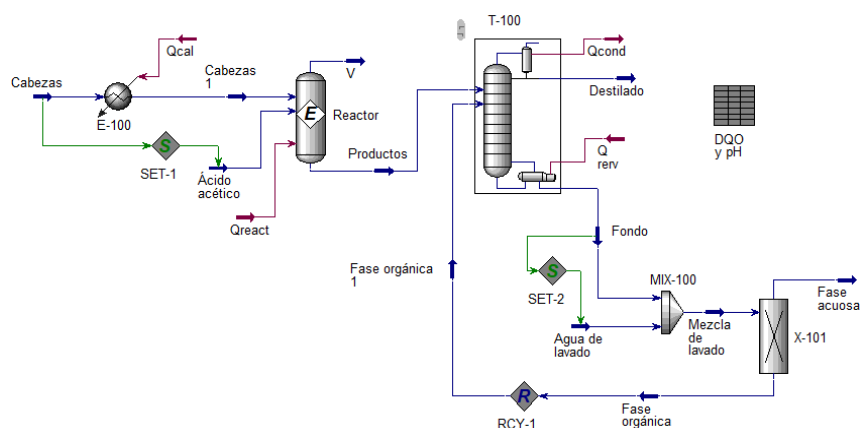


Figura 1. Modelo de simulación de la tecnología A de esterificación en reactor de equilibrio

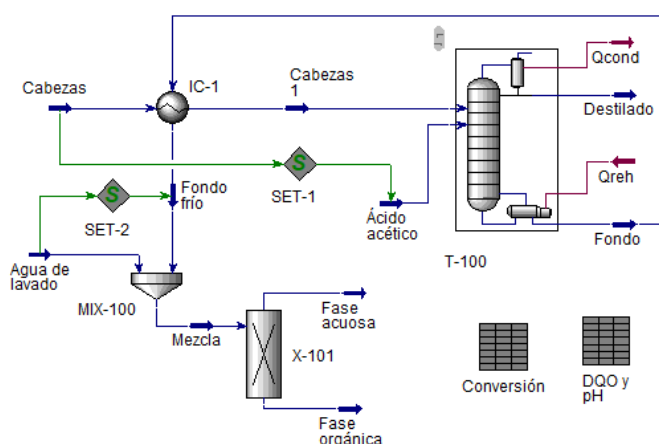


Figura 2. Modelo de simulación de la tecnología B de destilación reactiva

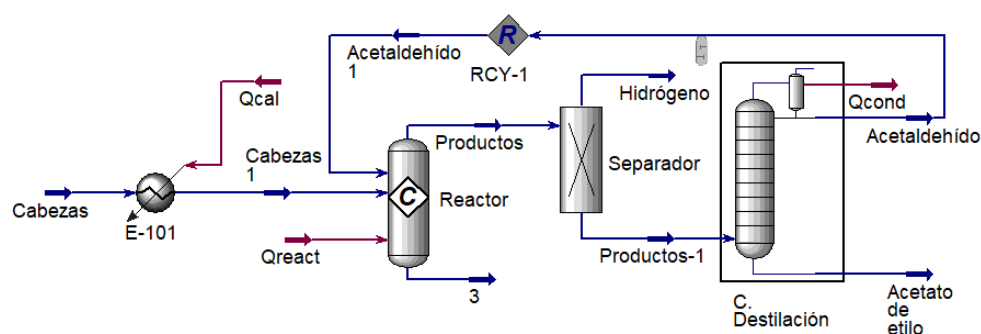


Figura 3. Modelo de simulación de la tecnología C de deshidrogenación catalítica

2.2 Análisis económico

Para evaluar la factibilidad de la inversión se emplearon los indicadores económicos dinámicos: el valor actual neto (VAN), la tasa interna de rendimiento (TIR), el plazo de recuperación del capital (PRC), el plazo de recuperación del capital al descuento (PRCD), el retorno sobre la inversión (RSI) y la tasa de rendimiento actualizada (RVAN). Para el cálculo se consideró una tasa impositiva de 35 %, una tasa de interés de 12 %, un horizonte de planeación de cinco años y un tiempo de vida útil del equipamiento de 10 años (García et al., 2024). Se consideró un tiempo de operación de 300 d/año para todas las tecnologías.

Para calcular el costo de adquisición de equipamiento tecnológico (CAET) se utilizó el método de Peters (Peters et al., 2003) con los factores ajustados (Harrison et al., 2026).

Se empleó la tasa de cambio vigente para empresas estatales: 1 USD = 120 CUP (BCC, 2024).

En la Tabla 4 se muestran los precios y costos utilizados para determinar los ingresos y egresos.

Tabla 4. Precios y costos utilizados para determinar los ingresos y egresos

Precio	Valor	Fuente
Acetato de etilo 99 % pureza*	81,1 CUP/kg	(Intratec Solutions, 2025)
* Para purezas diferentes a 99 %, el precio de venta se estimó afectando por el valor de pureza obtenida.		
Costo	Valor	Fuente
Ácido acético	45,12 CUP/kg	(Quiminet, 2024)
Agua	10,66 CUP/m ³	(Fernández et al., 2022)
Combustible	10,88 CUP/L	

2.3 Análisis ambiental

Para complementar el análisis técnico de las tecnologías, se realizó la identificación de las corrientes residuales y la propuesta para su aprovechamiento. En el caso de las tecnologías A y B, se generan aguas residuales producto del proceso de lavado de los ésteres. Para comprobar si cumplen con la norma cubana de vertimiento de aguas residuales a la zona costera y aguas marinas (NC 521, 2007) y la norma de vertimiento de aguas residuales a las aguas terrestres y al alcantarillado (NC 27, 2012), se calcularon la demanda química de oxígeno (DQO) y el pH.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Resultados obtenidos a partir de la simulación para las destilerías

Para el desarrollo de la validación en el caso de las tecnologías A y B se partió de los modelos de simulación ya validados por García (2023). Mientras que para la tecnología C se realizó la comparación de los parámetros fundamentales del proceso con la bibliografía consultada (Corral, 2018), tales como: rendimiento de acetato de etilo en el reactor, relación hidrógeno/flujo de alimentación y eficiencia de la destilación. Se obtuvo que el mayor error relativo fue de 6,1 %, por lo que se considera que el modelo obtenido representa adecuadamente la tecnología evaluada.

3.1.1 Tecnología A

En las Tablas 5 y 6 se presentan algunos resultados obtenidos para la tecnología A.

Tabla 5. Resultados de la tecnología A para la destilería 1

Parámetros	Etapas			
	Esterificación	Destilación	Lavado	
	Productos	Destilado	Fase acuosa	Fase orgánica
Flujo másico (kg/h)	244,9	99,57	1 053	875,3
Temperatura (°C)	25	71,42	38,07	38,07
Composición (fracción másica)				
Alcohol isoamílico	0,0003	0,0000	0,0000	0,0019
Isobutanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001

Metanol	0,0001	0,0003	0,0000	0,0009
Acetato de etilo	0,5293	0,9116	0,0000	0,9934
Acetaldehído	0,0025	0,0052	0,0000	0,0045
Agua	0,1236	0,0691	0,8695	0,0000
Etanol	0,0435	0,0098	0,0092	0,0000
Ácido acético	0,3006	0,0039	0,1213	0,0000
Consumo de agua de lavado (m ³ /h)				0,731
Consumo de ácido acético (kg/h)				161,2
Consumo de agua de enfriamiento (m ³ /h)				15,65
Consumo de vapor de calentamiento (kg/h)				97,10
Consumo de fuel oil (kg/h)				6,47

Tabla 6. Resultados de la tecnología A para la destilería 2

<i>Parámetros</i>	<i>Etapas</i>			
	<i>Esterificación</i>	<i>Destilación</i>	<i>Lavado</i>	
	<i>Producto</i>	<i>Destilado</i>	<i>Fase acuosa</i>	<i>Fase orgánica</i>
Flujo másico (kg/h)	442,8	265,0	1 053	4224
Temperatura (°C)	25	71,56	38,5	38,5
<i>Composición (fracción másica)</i>				
Alcohol isoamílico	0,0001	0,0000	0,0000	0,0019
Isobutanol	0,0002	0,0000	0,0000	0,0012
1-Propanol	0,0005	0,0011	0,0000	0,0041
Acetaldehído	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Acetato de etilo	0,5397	0,9005	0,0000	0,9927
Agua	0,1336	0,0723	0,8695	0,0000
Etanol	0,0351	0,0220	0,0092	0,0000
Ácido acético	0,2908	0,0041	0,1213	0,0000
Consumo de agua de lavado (m ³ /h)				0,878
Consumo de ácido acético (kg/h)				291,4
Consumo de agua de enfriamiento (m ³ /h)				34,03
Consumo de vapor de calentamiento (kg/h)				200,2
Consumo de fuel oil (kg/h)				13,35

3.1.2 Tecnología B

En las Tablas 7 y 8 se presentan algunos resultados obtenidos para la tecnología B.

Tabla 7. Resultados obtenidos para la tecnología B para la destilería 1

<i>Parámetros</i>	<i>Aspen HYSYS V14</i>			
	<i>Etapas de reacción-separación</i>		<i>Etapas de lavado</i>	
	<i>Destilado</i>	<i>Fondo</i>	<i>Fase orgánica</i>	<i>Fase acuosa</i>
Flujo másico (kg/h)	133,2	63,03	0,4027	111,3
Temperatura (°C)	70,94	101	54,45	54,45
<i>Composición (fracción másica)</i>				
Alcohol isoamílico	0,0000	0,0002	0,0400	0,0000
Acetaldehído	0,0046	0,0000	0,0000	0,0000
Metanol	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
Acetal	0,0000	0,0003	0,0429	0,0000
Isobutilacetato	0,0000	0,0002	0,0325	0,0000

Isopentilacetato	0,0000	0,0013	0,2226	0,0000
Etanol	0,1823	0,0029	0,4849	0,0000
Agua	0,0388	0,2939	0,0160	0,5784
Ácido acético	0,0001	0,7002	0,0007	0,4216
Acetato de etilo	0,7740	0,0010	0,1604	0,0000
Consumo de agua de lavado (m ³ /h)			0,045	
Consumo de ácido acético (kg/h)			116,5	
Consumo de agua de enfriamiento (m ³ /h)			11,36	
Consumo de vapor de calentamiento (kg/h)			55,23	
Consumo de fuel oil (kg/h)			3,68	

Tabla 8. Resultados obtenidos en la tecnología B para la destilería 2

<i>Parámetro</i>	<i>Aspen HYSYS V14</i>			
	<i>Etapas de reacción-separación</i>		<i>Etapas de lavado</i>	
	<i>Destilado</i>	<i>Fondo</i>	<i>Fase orgánica</i>	<i>Fase acuosa</i>
Flujo másico (kg/h)	237,5	131,7	0,6747	218,9
Temperatura (°C)	70,95	101	78,62	54,97
Composición (fracción másica)				
Alcohol isoamílico	0,0000	0,0001	0,0085	0,0000
Acetaldehído	0,0046	0,0000	0,0000	0,0000
1 propanol	0,0000	0,0000	0,0105	0,0000
Isobutilacetato	0,0000	0,0000	0,2084	0,0000
Isopentilacetato	0,0009	0,0001	0,0539	0,0000
Etanol	0,1814	0,0026	0,5106	0,0000
Agua	0,0404	0,2899	0,0187	0,8189
Ácido acético	0,0001	0,7050	0,0000	0,1811
Acetato de etilo	0,7726	0,0010	0,1879	0,0000
Acetal	0,0000	0,0000	0,0110	0,0000
Isobutanol	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Consumo de agua de lavado (m ³ /h)			0,087	
Consumo de ácido acético (kg/h)			217,9	
Consumo de agua de enfriamiento (m ³ /h)			20,36	
Consumo de vapor de calentamiento (kg/h)			99,27	
Consumo de fuel oil (kg/h)			6,62	

3.1.3 Tecnología C

En las Tablas 9 y 10 se muestran los resultados obtenidos de la tecnología C de deshidrogenación catalítica de etanol para cada una de las destilerías evaluadas.

Tabla 9. Resultados de la tecnología C para la destilería 1

<i>Parámetros</i>	<i>Etapas de deshidrogenación</i>	<i>Etapas de separación</i>		<i>Etapas de destilación</i>	
	<i>Productos</i>	<i>Productos-1</i>	<i>Hidrógeno</i>	<i>Acetaldehído</i>	<i>Acetato de etilo</i>
Flujo másico (kg/h)	105,70	102,40	3,36	22,04	80,35
Temperatura (°C)	200,00	200,00	200,00	20,31	42,72
Composición (fracción másica)					
Alcohol isoamílico	0,0047	0,0008	0,0002	0,0000	0,0010

Isobutanol	0,0001	0,0001	0,0005	0,0000	0,0001
Acetaldehído	0,4499	0,4647	0,4067	1,0000	0,3179
Acetato de etilo	0,4703	0,4857	0,5265	0,0000	0,6189
Acetal	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0001
Metanol	0,0003	0,0003	0,0000	0,0000	0,0004
Etanol	0,0090	0,0093	0,0000	0,0000	0,0119
Agua	0,0378	0,0390	0,0000	0,0000	0,0497
Hidrógeno	0,0318	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Consumo de vapor de calentamiento (kg/h)			84,39		
Consumo de fuel oil (kg/h)			5,63		
Consumo de agua de enfriamiento (m ³ /h)			6,573		

Tabla 10. Resultados de la tecnología C para la destilería 2

<i>Parámetro</i>	<i>Etapas de deshidrogenación</i>	<i>Etapas de separación</i>		<i>Etapas de destilación</i>	
	<i>Productos</i>	<i>Productos-1</i>	<i>Hidrógeno</i>	<i>Acetaldehído</i>	<i>Acetato de etilo</i>
Flujo másico (kg/h)	173,4	167,1	6,29	22,04	145,1
Temperatura (°C)	200	200	200	20,31	44,36
Composición (fracción másica)					
Alcohol isoamílico	0,0002	0,0002	0,0000	0,0000	0,0002
Isobutanol	0,0005	0,0005	0,0000	0,0000	0,0006
Acetaldehído	0,3862	0,4007	0,0000	1,0000	0,3097
Acetato de etilo	0,5071	0,5262	0,0000	0,0000	0,6190
Acetal	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
1-propanol	0,0013	0,0000	0,0359	0,0000	0,0000
Metanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol	0,0099	0,0103	0,0000	0,0000	0,0118
Agua	0,0598	0,0620	0,0000	0,0000	0,0715
Hidrógeno	0,0350	0,0000	0,9641	0,0000	0,0000
Consumo de vapor de calentamiento (kg/h)			148,41		
Consumo de fuel oil (kg/h)			9,89		
Consumo de agua de enfriamiento (m ³ /h)			11,13		

Al comparar el flujo másico de las corrientes en que se encuentra mayoritariamente el acetato de etilo: la corriente Destilado para las tecnologías A y B y la corriente Acetato de etilo para la tecnología C, se obtuvo que para la tecnología B los valores son mayores, seguida de las tecnologías A y C.

En cuanto a la calidad (pureza) del producto de interés, con la tecnología A se obtiene acetato de etilo de más del 90 % de pureza, mientras que con la tecnología B se alcanza un 77 % y con la tecnología C apenas se logra el 62 % de pureza. Esto hace que, en términos de acetato de etilo puro, el mayor flujo corresponda a la tecnología A con 90,77 kg/h en la destilería 1 y 238,67 kg/h en la destilería 2. Por lo tanto, la tecnología A, es la que mayores flujos de acetato de etilo aportaría para ambas destilerías. En este sentido, para los procesos simulados, la esterificación en el reactor de equilibrio resulta la mejor tecnología para alcanzar mayor calidad en el producto final.

De forma general, los consumos de materiales y facilidades auxiliares en la destilería 2 son superiores para todas las tecnologías, pues tiene mayor capacidad de producción. En cuanto a la comparación entre las tres tecnologías evaluadas para cada una de las

destilerías, en función del criterio que se utilice, desde el punto de vista técnico, la selección de una u otra tecnología cambia. Por ejemplo, los consumos de ácido acético y agua de lavado de la tecnología B disminuyen en un 27 % y 87 % respectivamente en la destilería 1 y en un 25 % y 87 % en la destilería 2 con respecto a la tecnología A.

Por otro lado, el consumo de vapor y combustible de la tecnología B es inferior con respecto a las demás tecnologías evaluadas. Con respecto a la tecnología A, el consumo de vapor disminuye en 43,12 % para la destilería 1 y 50,41 % para la destilería 2. De igual forma, en comparación con la tecnología C, hay un ahorro de 40 % para la destilería 1 y un 38 % para la destilería 2. Por lo que, por este concepto, la tecnología B sería la más favorable.

3.2 Análisis económico

En la Tabla 11 se presentan algunos componentes del cálculo económico, así como los indicadores dinámicos.

Tabla 11. Indicadores económicos

<i>Indicadores</i>	<i>Destilería 1</i>			<i>Destilería 2</i>		
	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>
CAET (MMCUP)	3,01	2,13	4,46	4,03	3,36	4,94
Costo total de inversión (MMCUP)	17,16	12,12	46,95	22,9	19,12	52,00
Costo total de producción (MMCUP/año)	54,84	39,75	2,26	99,6	73,9	3,28
Ingresos (MMCUP/año)	61,71	48,24	28,81	113,2	94,8	52,02
Ganancia neta (MMCUP/año)	6,87	8,48	26,43	13,6	20,95	48,74
VAN (MMCUP)	1,10	9,28	21,18	11,86	14,3	94,42
TIR (%)	14,55	39,81	28,98	31,32	69,39	57,85
PRC (años)	2,50	1,43	1,76	1,68	0,91	1,07
PRCD (años)	3,39	2,04	0,40	2,38	1,34	0,64
RSI (%)	40,02	69,97	56,55	59,38	109,62	93,72
RVAN (CUP/CUP)	0,06	0,77	0,45	0,52	1,69	1,82

Se observa que, para ambas destilerías las tres tecnologías analizadas son económicamente ventajosas. En todos los casos, el VAN es positivo, la TIR presenta valores por encima de la tasa a la cual la empresa puede obtener fondos (tasa de interés: 12 %) y el RSI es superior al 33 %, lo que denota que las inversiones son atractivas. En todas las tecnologías la inversión se recupera mediante las utilidades netas obtenidas, en un tiempo inferior a cuatro años, demostrando su liquidez.

De forma general, la tecnología C presenta mayor costo de inversión, pero menor costo total de operación, en este sentido uno de los elementos que más influye es que no se utiliza ácido acético para el proceso. No obstante, la tecnología C es la de menor pureza en el producto final, lo que puede constituir trabajos futuros en la búsqueda de mejorar la concentración de acetato de etilo. En el caso de las tecnologías A y B, que se basan en la esterificación de las cabezas, la más atractiva fue la tecnología B (destilación reactiva), con mayor VAN y menor costo de inversión; esto último se relaciona con la intensificación del proceso aplicada para llevar a cabo la esterificación. Por último, la tecnología A es la que reporta mayores ingresos, superando al resto de las tecnologías en alrededor de un 16-50 %, vinculado a los mayores valores de pureza alcanzados.

En el caso de la destilería 1, a pesar de que la tecnología C presenta mayores valores de

VAN y menor PRC, la tecnología B alcanza mayor índice de rentabilidad con un RVAN superior. Por otro lado, para la destilería 2, la tecnología C se muestra como la más ventajosa con el mayor VAN y el mayor RVAN. Para cada destilería, las tecnologías evaluadas pueden entrar en competencia entre sí por el capital disponible, por lo que el criterio del RVAN establece el orden de prioridad de implementación. La mejor alternativa para la destilería 1 sería la tecnología B, C y A; sin embargo, para la destilería 2 sería la tecnología C, B y A. Este comportamiento puede estar asociado a la diferencia de escala entre las plantas.

3.3 Análisis ambiental

3.3.1 Tecnologías A y B

Se comprobó que el agua residual no cumple con las especificaciones de los límites de carga contaminante reportados por ambas normas; por tanto, se requiere adicionar una etapa de tratamiento final. Como dicha corriente posee elevado contenido de ácido acético, sería aconsejable su recuperación para el proceso. En la Tabla 12 se presentan los resultados.

Tabla 12. DQO y pH de la corriente de fase acuosa en las tecnologías A y B

Tecnología	Fase acuosa		Fuente	
A	Destilería 1	Destilería 2	(NC 521, 2007)	(NC 27, 2012)
Temperatura (°C)	25	25	40	< 50
DQO (g/d)	574 100	957 400	10 200	
DQO (mg/L)	49 190	45 560		< 700
pH	2,17	2,17	5,5-9,0	6,0-9,0
B				
Temperatura (°C)	54,45	54,97	40	< 50
DQO (g/d)	1 098 000	2 171 000	10 200	-
DQO (mg/L)	421 600	421 600	-	< 700
pH	1,945	1,943	5,5-9,0	6,0-9,0

Un método de recuperación de ácido acético reportado en la literatura (Ferlin et al., 2025) consiste en la destilación azeotrópica. Esta recuperación del ácido acético reduciría el consumo de materias primas asociado a las tecnologías.

3.3.2 Tecnología C

En la deshidrogenación catalítica se desecha al medio ambiente una corriente rica en hidrógeno, que podría aprovecharse. El aprovechamiento de este hidrógeno puede utilizarse como combustible automotor o bien para generar electricidad a partir de una reacción electroquímica. Al mismo tiempo, se lograría la reducción de los gases de efecto invernadero asociados a los consumos de combustibles fósiles sustituidos (Acosta, 2021; Navas, 2015).

4. CONCLUSIONES

1. Se evaluaron mediante la simulación en Aspen HYSYS V14 tres tecnologías para la recuperación de productos de alto valor agregado a partir de alcoholes de cabezas de la destilación de etanol hidratado. Para la tecnología A se obtienen los mejores

resultados de pureza, con una concentración másica de alrededor de 90 % de acetato de etilo en ambas destilerías.

2. Se determinó que la tecnología C es la más atractiva económicamente; para la destilería 1 se obtiene un VAN de 21,18 MMCUP y una TIR de 28,98 %, mientras que para la destilería 2 se obtiene un VAN de 92,42 MMCUP y una TIR de 57,85 %. Sin embargo, de acuerdo con el indicador RVAN, la tecnología C presenta prioridad de implementación sobre las restantes solo en el caso de la destilería 2.
3. La selección de la tecnología más adecuada depende de los objetivos que se persigan; para un escenario de mayor rentabilidad, se recomiendan las tecnologías B y C, para las destilerías 1 y 2 respectivamente, mientras que, para un escenario de un adecuado equilibrio entre los aspectos técnicos, ambientales y económicos, la tecnología A resulta la opción más favorable.

REFERENCIAS

- Acosta, E. (2021). *Análisis del uso del hidrógeno como respaldo a la generación renovable* [Trabajo de fin de grado, Universidad de La Laguna, España]. <http://riull.ull.es/xmlui/handle/915/25468>
- BCC., (2026). Banco Central de Cuba. (2 de marzo de 2026). *Sitio oficial del Banco Central de Cuba*. <https://www.bc.gob.cu/tasas-de-cambio>
- Corral, C. M., (2018). *Planta de producción de acetato de etilo mediante la deshidrogenación catalítica del etanol* [Trabajo de fin de grado para obtener título de Ingeniero Químico, Universidad de Santiago de Compostela, España]. <http://hdl.handle.net/10347/17863>
- Cruz, A., González, M. A., Pérez, O., Zumalacárregui, L., & Saura, G. (2022). Simulación preliminar en Aspen Hysys de una planta de producción de levadura *Torula*. *ICIDCA Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar*, 56(1), 56-67. <https://www.revista.icidca.azcuba.cu/wp-content/uploads/2022/10/articulo-7-1.pdf>
- Ferlin, A., Tonsi, G., Maesani, C., Burgio, G., Alini, S., & Pirola, C. (2025). Process simulation-driven optimization of acetic acid recovery: Azeotropic distillation with n-propyl acetate. *Chemical Engineering Transactions*, 117, 949-954. <https://doi.org/10.3303/CET25117159>
- Fernández, M., Cruz, A., Pérez, O., Zumalacárregui, L., & Zumalacárregui, B. (2022). Obtención de productos de alto valor agregado, a partir de la separación del aceite fusel. *ICIDCA Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar*, 56(2), 43-55. <https://www.revista.icidca.azcuba.cu/wp-content/uploads/2022/10/articulo-6.pdf>
- Gallegos, A. (2024). Implementación de un reactor continuo de tanque agitado (CSTR) en la síntesis de acetato de etilo: simulación del proceso. <https://doi.org/10.13140/RG.2.2.15671.29609>
- García, C. L. (2023). *Valorización del aceite fusel a partir de la recuperación de productos de alto valor agregado* [Trabajo de diploma para optar por el título de Ingeniero Químico, Universidad Tecnológica de La Habana José Antonio Echeverría, Cuba].
- García, C. L., Cruz, A., Pérez, O., & Zumalacárregui, L. (2024). Destilación reactiva para la revalorización de aceite de fusel: Caracterización de muestras y simulación de
-

procesos. Centro Azúcar, 51(4), e1085.

http://centroazucar.uclv.edu.cu/index.php/centro_azucar/article/view/818

García, C. L., Cruz, A., Zumalacárregui, L., Pavão, L. V, da Silva Sá Ravagnani, M. A., Costa, C. B. B., & Pérez, O., (2026). Improving the circularity of sugarcane mills: Evaluation of technologies for obtaining isoamyl acetate from fusel oil. *Processes*, 14(1), 37. <https://doi.org/10.3390/pr14010037>

Harrison, R. G., Rudge, S. R., Todd, P. W., & Petrides, D. P. (2026). *Bioprocess design and economics*. En *Bioseparations science and engineering* (3rd edition, Chapter 12). Oxford University Press.

Intratec Solutions, LLC. (2025). (4 de agosto de 2025). *Ethyl Acetate Prices Worldwide*. <https://www.intratec.us/solutions/primary-commodity-prices/commodity/ethyl-acetate-prices>

Navas, S. J. (2015). *Control de columnas de destilación* [Proyecto de Fin de Carrera, Universidad de Sevilla, España]. <https://idus.us.es/handle/11441/40300>

NC 27. (2012). *Vertimiento de aguas residuales a las aguas terrestres y al alcantarillado*. (Oficina Nacional de Normalización de Cuba). <http://biblioteca.ucf.edu.cu/normas-cubanas/veterinaria/VERTIMIENTO%20DE%20AGUAS%20RESIDUALES%20A%20LAS%20AGUAS%20TERRESTRES%20Y%20AL%20ALCANTARILLADO.%20ESPECIFICACIONES.PDF>

NC 521. (2007). *Vertimiento de aguas residuales en zonas costeras y aguas marinas*. (Oficina Nacional de Normalización de Cuba). <https://studylib.es/doc/8336696/nc-521-vertimiento-a-zona-costera>

Peters, M., Timmerhaus, K., & West, R. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers*. (5th ed.). McGraw Hill. (pp. 226-275).

QuimiNet, (2024). (18 de marzo de 2024). *Ácido acético glacial – precios*. <https://www.quiminet.com/productos/acido-acetico-glacial-144501241/precios.htm>

Saura, G (2023). Comunicación personal. Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA). 16 de junio.

CONFLICTO DE INTERÉS

Los autores declaran que no existe conflicto de interés.

CONTRIBUCIONES DE LOS AUTORES

- Ing. Yadaxy Alonso Miranda. Investigación redacción - primera redacción, software.
 - Dr.C. Osney Pérez Ones. Conceptualización, supervisión, investigación, redacción - revisión y edición, software.
 - Dr.C. Lourdes Zumalacárregui de Cárdenas. Conceptualización, supervisión, investigación, redacción – revisión y edición.
 - M.Sc. Arletis Cruz Llerena. Metodología, Gestión de proyectos, supervisión, investigación, redacción – revisión y edición, software.
-