

## BIOREFINERÍA INTEGRAL, PRODUCCIÓN DE ETANOL Y ACETATO DE ISOAMILO A PARTIR DE LACTOSUERO: UNA APROXIMACIÓN A SU DISEÑO

### INTEGRAL BIOREFINERY, ETHANOL AND ISOAMYL ACETATE PRODUCTION FROM WHEY: A DESIGN APPROACH

López-Álvarez I.I.<sup>1</sup>, López-Molina A.<sup>1</sup>, Conde-Mejía C.<sup>1\*</sup>

<sup>1</sup> División Académica Multidisciplinaria de Jalpa de Méndez, Universidad Juárez Autónoma de Tabasco, Carretera Villahermosa-Comalcalco KM. 27. Ranchería Ribera Alta CP. 86205, Jalpa de Méndez, Tabasco, México.

\* carolina.conde@ujat.mx

#### RESUMEN

El lactosuero es uno de los residuos industriales más contaminantes en la industria láctea, que se obtiene como resultado de la producción de queso. Experimentalmente se ha demostrado que de este residuo se puede obtener productos de gran valor comercial. Entre ellos, el acetato de isoamilo utilizado como saborizante en la industria alimentaria y el etanol empleado como combustible. Aunque este proceso represente una oportunidad para revalorizar al lactosuero, es necesario analizar la viabilidad de su implementación a nivel industrial. Es por ello, que en este trabajo se ha propuesto

el diseño de una biorrefinería integral para la producción de estos dos compuestos. La simulación del trabajo fue llevada a cabo mediante el uso del software Aspen Plus v.10. en donde el proceso de fermentación a partir de lactosuero se representó por medio de un reactor de rendimiento (modelo R-Yiel). Así mismo, se realizó la separación de la fase acuosa del acetato de isoamilo por medio de un decantador. En una columna de destilación convencional se recuperó 97.8% de acetato de isoamilo con una pureza en peso del 0.9987, mientras que en una columna de destilación extractiva se recuperó 92% de etanol con una pureza

en peso de 0.9989. Los costos por kg de acetato de isoamilo fueron de 1.522 USD kg<sup>-1</sup>, mientras que el costo por galón de etanol rondó en los 0.1776 USD Galón<sup>-1</sup>.

**Palabras clave:** Biocombustible, aroma natural a plátano, valorización de un residual, biorrefinería multiproducto.

## ABSTRACT

Whey is one of the most polluting industrial residues in the dairy industry, which is obtained from cheese production. Experimentally, it has been shown that can be obtained products of high commercial value from this waste. These include isoamyl acetate used as a flavoring agent in the food industry and ethanol used as fuel. Although this process represents an opportunity to revalue whey, it is necessary to analyze the feasibility of its implementation at an industrial level. Therefore, this work proposes the design of an integral biorefinery for producing these two compounds. The simulation of

the work was carried out using the Aspen Plus v.10 software. In which the fermentation process from whey was represented by a performance reactor (model R-Yield). In addition, the separation of the aqueous phase of isoamyl acetate was carried out using a decanter. In a conventional distillation column, 97.8% of isoamyl acetate was recovered with purity by weight of 0.9987. On the other hand, 92% of ethanol was retrieved in an extractive distillation column with a purity by weight of 0.9989. Costs per kg of isoamyl acetate were 1,522 USD kg<sup>-1</sup>, while the cost per gallon of ethanol hovered around 0.1776 USD gallon<sup>-1</sup>.

**Keywords:** Biofuel, Natural banana aroma, Waste valorization, Multi-product biorefinery.

## INTRODUCCION

Inicialmente, el concepto de biorrefinería surgió para describir aquellas plantas de

procesos de transformación de materias primas renovables principalmente en biocombustibles. Actualmente, los objetivos de producción de estas plantas se han diversificado abarcando, además de los biocombustibles, una variedad de productos de valor agregado [1-4]. Por otro lado, la tendencia en las materias primas, para evitar el conflicto con fuentes de alimentación, sugiere el aprovechamiento de materiales residuales. De acuerdo con Aristizabal-Marulanda y Cardona-Alzate [5] el uso de materiales orgánicos residuales como materias primas en las biorrefinerías las convertirá en plantas más sustentables. El lactosuero es una corriente residual, muy abundante, de la producción de queso. Se caracteriza por su contenido de lactosa, la cual puede ser empleada en procesos biotecnológicos para la obtención de diversos productos [6]. Una alternativa para el uso del lactosuero, es la producción simultánea de etanol y acetato

de isoamilo por fermentación usando la levadura *Kluyveromyces marxianus*. Estos son dos productos con diferentes aplicaciones, pero con gran importancia comercial. El etanol producido, en esta fermentación, puede purificarse para ser utilizado como biocombustible. Actualmente, el bioetanol sigue siendo uno de los biocombustibles más producidos a nivel global.

El acetato de isoamilo se caracteriza por su intenso aroma a plátano, por ello es muy empleado en la industria de alimentos y bebidas. Se reportan niveles de producción de 74,000 kg año<sup>-1</sup> tan solo en EE.UU. Las recientes legislaciones alimentarias (EC 1334 para la EU [7] y CFR 101.22 para EE.UU.) [8], proponen el uso de compuestos aromatizantes de obtención natural en los productos; es por ello, que la demanda de aromas de origen natural irá en aumento. La fermentación es considerada una ruta para la producción natural de los aromas, siendo

necesario que las etapas de separación y purificación, para el aroma, se basen preferentemente en métodos físicos sin el uso de sustancias tóxicas o peligrosas para la salud [9].

En este trabajo se planteó como objetivo diseñar una biorrefinería que integra la producción de bioetanol y acetato de isoamilo, a partir de lactosuero. Se analizaron algunos parámetros que permitirán evaluar la sustentabilidad del proceso.

## METODOLOGÍA

La simulación de la biorrefinería es llevada a cabo mediante el uso del simulador comercial Aspen plus V.10. En la alimentación del proceso se considera un flujo másico de lactosuero de 6278 kg hr<sup>-1</sup> con una concentración de lactosa igual a 51.48 gL<sup>-1</sup>.

**Producción de etanol y acetato de isoamilo.** La producción de estos dos bioproductos, incluye las siguientes

etapas: un pretratamiento al lactosuero que consiste en una pasteurización, fermentación con la levadura *K. marxianous*. separación de sólidos (levaduras) y una decantación. Estas etapas se modelaron con el método SRK. La pasteurización se representó por medio de dos intercambiadores de calor. En el primer intercambiador la temperatura se incrementa a 63°C y en el segundo se reduce a 30°C. El proceso de fermentación para la producción de etanol y acetato de isoamilo a partir de lactosuero se representó por medio de un reactor de rendimiento (modelo R-Yiel). El balance de materia para la predicción del flujo de salida del reactor se basó en datos experimentales de concentración a la salida de un proceso de fermentación de lactosuero. Se consideró la formación de CO<sub>2</sub>, en proporción a etanol generado. Por ello, se implementó el uso de un tanque flash para su separación a la salida del reactor. Después del flasheo se tiene una

centrifuga para la separación de la levadura. Dada la inmiscibilidad del acetato de isoamilo en el agua, se presenta la formación de dos fases líquidas por lo que se eligió un decantador para su separación. A la salida del decantador se obtienen dos corrientes; la corriente superior conteniendo el acetato de isoamilo con etanol y agua. Mientras que la corriente inferior es la fase acuosa que contiene al etanol y trazas de Pentanol y fenil acetato.

### **Columnas de destilación convencional**

Los procesos de separación y purificación de los productos cuentan con tres columnas de destilación convencionales. una primera columna es diseñada para obtener como producto el acetato de isoamilo, la segunda columna empleada para concentrar el etanol de la corriente acuosa hasta una composición cercana a la azeotrópica. Ambas columnas se modelaron con el método termodinámico UNIQUAC. Otra columna convencional

fue diseñada para recuperar el solvente (glicerol) empleado en el proceso de destilación extractiva. Ésta fue modelada con el método termodinámico NRTL. Las tres columnas fueron diseñadas a partir de un método corto por medio de la columna DSTWU; donde se obtienen los valores iniciales del número de etapas reales totales, etapa de alimentación, flujo másico ( $\text{kg hr}^{-1}$ ) de destilado, así como la relación de reflujo másico. Los valores obtenidos fueron validados en una columna de métodos rigurosos tipo RadFrac, asumiendo una eficiencia de las etapas del 70%.

**Columna de destilación extractiva.** La implementación de esta columna tiene como fin purificar el etanol para su uso como combustible. En este proceso se usó como solvente Glicerol por ser uno de los más empleados, de acuerdo a la información obtenida en literatura [10,11]. Para poder establecer las condiciones de operación de la columna de destilación

extractiva se realizaron varios análisis de sensibilidad por medio de la columna RadFrac. Los parámetros analizados fueron: el número de etapas totales (NE), la relación de reflujo másico (RR), la etapa de alimentación de la mezcla azeotrópica (FSA), la etapa de alimentación del solvente (FSS), la cantidad de flujo de solvente utilizado (MFS) y la tasa de destilación en masa en el domo (MD).

### **Estimación de indicadores de sustentabilidad.**

**Costo de operación por unidad de producto:** Para poder evaluar el potencial económico del proceso se estimaron los costos de operación por kg de acetato de isoamilo y etanol obtenidos, relacionando los costos de operación anual (utilidades del proceso) con el flujo de producción anual, de acuerdo a la ecuación (1), el flujo de producción para el acetato de isoamilo es expresado en kilogramos por año, mientras que para el etanol se expresó en galones por año.

$$\text{Costo USD/kg} = \frac{\text{costos de operacion} \frac{\text{USD}}{\text{Año}}}{\text{Flujo del producto} \frac{\text{kg}}{\text{Año}}} \quad (1)$$

Dado que se obtienen dos productos, se consideró que el costo del acetato de isoamilo incluya las utilidades de las etapas de producción y la columna usada para su purificación. Mientras que, el costo del etanol incluyó las utilidades requeridas en las dos columnas para su separación y las requeridas en la columna de recuperación del solvente.

**Consumo de energía por kilogramo de producto.** El análisis de la energía requerida a partir de los resultados del consumo de calor y enfriamiento para el etanol y el acetato de isoamilo se calculó a partir de la ecuación (2). Se tomó la misma consideración que en el costo de operación para dividir la contribución del consumo para cada producto.

$$C. \text{Energia kJ/kg} = \frac{\text{Consumo de energia} \frac{\text{kJ}}{\text{hr}}}{\text{Flujo del producto} \frac{\text{kg}}{\text{hr}}} \quad (2)$$

**Emisiones de dióxido de carbono.** La cantidad de emisiones producidas de CO<sub>2</sub> se estimaron con base en cada metro cúbico de etanol obtenido (ecuación 3). Se consideraron las emisiones producidas en las tres columnas utilizadas en la separación del etanol.

$$Kg\ CO_2/m^3 = \frac{\text{Emisiones de } CO_2 \frac{kg}{hr}}{\text{Flujo total de etanol} \frac{m^3}{hr}} (3)$$

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

**Diagrama de flujo.** El diagrama de flujo del proceso implementado en el simulador de procesos Aspen Plus v.10 se muestra en la **Figura 1**. Se conformó por dos intercambiadores de calor, un reactor de rendimiento, dos tanques flash, una centrifuga, un decantador, 3 columnas de destilación convencional y una columna de destilación extractiva. La alimentación de lactosuero (S-1) ingresa a través de dos intercambiadores de calor para posteriormente ser mezclado con el inóculo y fermentado en el reactor. El CO<sub>2</sub>

es retirado en el primer tanque flash y la corriente líquida es filtrada para separar la levadura. La mezcla líquida se ingresa a un decantador en donde se retira la fase acuosa (S-15) que contiene la mayor proporción del etanol. Mientras que, la fase orgánica que contiene el acetato de isoamilo (S-11) se envía a la columna de destilación (CD-1) en donde se recupera y purifica la mayor parte del acetato por la corriente de los fondos. La corriente de fondos del decantador es enviada a una columna de destilación (CD-2) para concentrar el etanol hasta cerca de la composición del azeótropo etanol-agua. La corriente de destilado ingresa a una columna de destilación extractiva (CDE) en donde es retirada el agua del etanol con ayuda del glicerol como solvente. La corriente superior de la columna ingresa a un tanque flash para retirar el CO<sub>2</sub> remanente y alcanzar la pureza deseada del etanol.

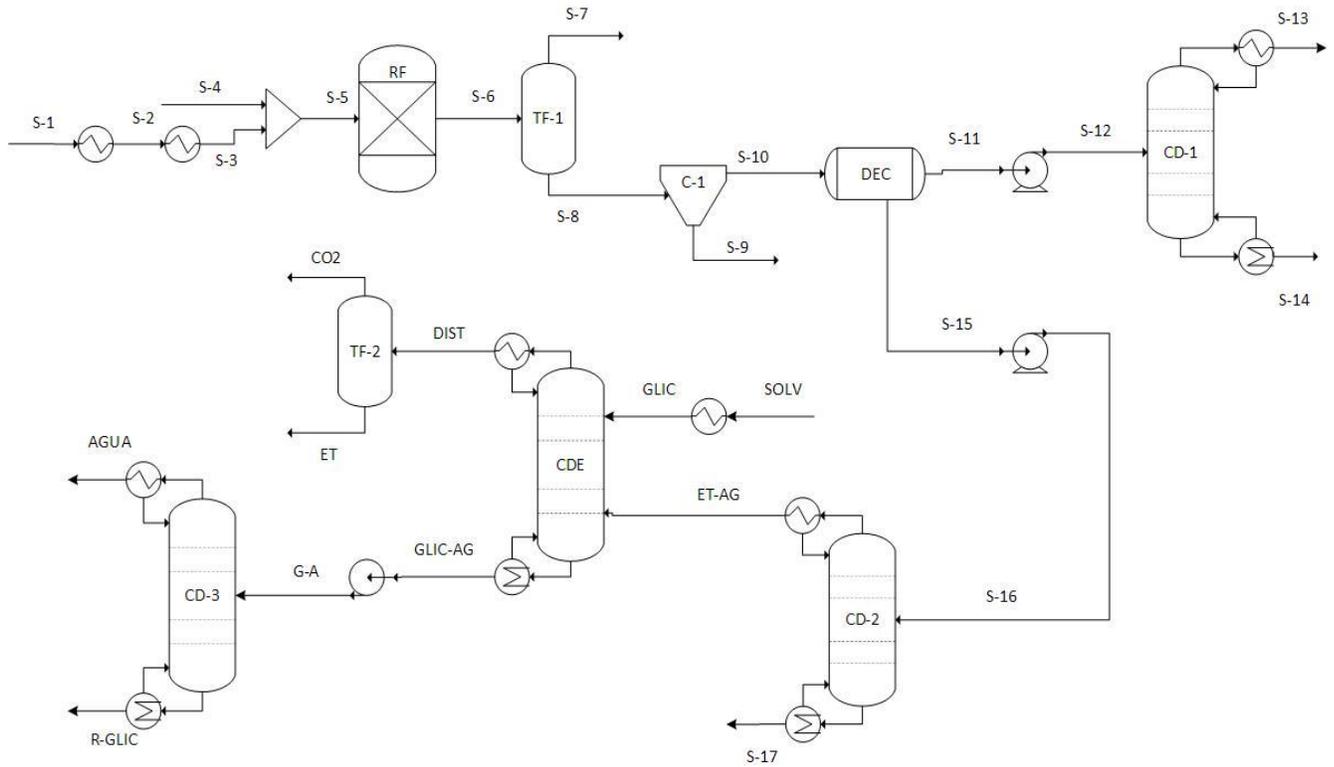


Figura 1. Diagrama de la biorrefinería integral para la obtención de acetato de isoamilo y etanol.

Tabla 1. Propiedades de las corrientes del proceso dentro de la biorrefinería.

	S-3	S-4	S-6	S-8	S-10	S-12	S-14
<b>Temperatura (°C)</b>	30	30	30	30	30	25	157
<b>Presión (atm)</b>	1	1	1	1	1	1.3	1.5
<b>Flujo masico (kg/hr)</b>	6278.02	6.99	6285.01	6145.68	6050.71	6.422	6.051
<b>PORCENTAJE MASA (%)</b>							
<b>Agua</b>	94.80	57.22	94.75	96.87	97.88	1.88	0.00
<b>Lactosa</b>	5.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Etanol</b>	0.00	0.00	2.11	1.96	1.98	1.87	0.03
<b>Acetato de isoamilo</b>	0.00	0.00	0.11	0.10	0.10	96.14	99.88
<b>Levadura</b>	0.00	10.01	1.01	1.03	0.00	0.00	0.00
<b>Dióxido de carbono</b>	0.00	0.00	2.01	0.03	0.03	0.02	0.00
<b>Amoníaco</b>	0.00	32.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>Alcohol isoamílico</b>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.09	0.09

Continuación de la Tabla 1.

	S-16	ET-AG	GLIC	G-A	DIST	ET	RGLIC
Temperatura (°C)	25	38.9	80	149.6	18	73.5	303.1
Presión (atm)	1.3	1	1	1.3	1	1	1.5
Flujo masico (kg/hr)	6044.29	150	300	328.536	121.463	110.052	300.037
PORCENTAJE MASA (%)							
Agua	97.98	18.78	0.00	8.58	0.00	0.00	0.03
Lactosa	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Etanol	1.98	79.76	0.00	0.07	98.32	99.90	0.00
Acetato de isoamilo	0.00	0.06	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00
Levadura	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dióxido de carbono	0.03	1.36	0.00	0.00	1.68	0.10	0.00
Alcohol isoamílico	0.00	0.04	0.00	0.02	0.00	0.00	0.02
Glicerol	0.00	0.00	100.00	0.00	0.00	0.00	99.95

La corriente inferior de la columna extractiva es enviada a una última columna de destilación (CD-3) en donde se recupera el glicerol para ser recirculado a la columna extractiva. Las propiedades de las corrientes del proceso se muestran en la **Tabla 1**.

**Resultados para el diseño de las columnas**

***Purificación del acetato de isoamilo.***

Los resultados del diseño de la columna de destilación (CD-1) se muestran en la **Tabla 2**. Se obtuvieron número total de 5 etapas y una relación de reflujo de 1.9 para lograr una recuperación total del

97.8% y una pureza del 99.87% del acetato de isoamilo en la corriente de fondo de la columna.

**Tabla 2.** Configuración de la columna de recuperación de acetato de isoamilo

Parámetro	Valor
Numero de etapas	5
Relación de reflujo	1.9
Etapas de alimentación	3
Presión etapa superior (atm)	1
Caída de presión (atm)	0.5
Flujo masa de destilado (kg hr <sup>-1</sup> )	0.3713
Consumo de energía (MJ kg <sup>-1</sup> )	
Reboiler	0.513
Condensador	-0.197

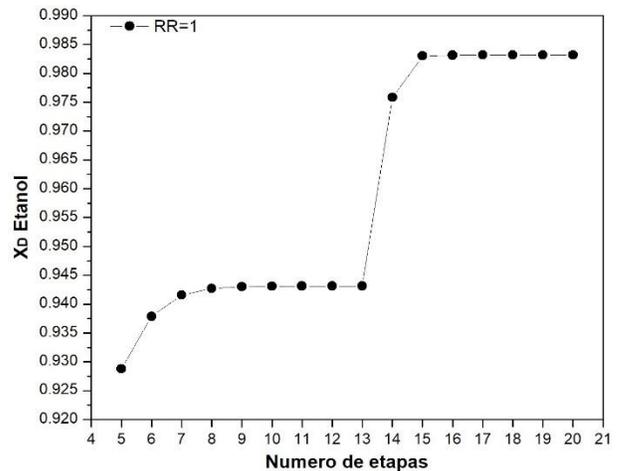
De acuerdo a la Autoridad Europea de Seguridad Alimentaria (EFSA) en donde se da a conocer las especificaciones

requeridas de diversas sustancias aromatizantes, la pureza mínima del Acetato de Isoamilo se encuentra en un valor de 95% en peso [11]. Por tanto, el diseño de la columna cumple con la normativa establecida.

**Purificación del etanol.** En la columna de preconcentración de etanol (CD-2) se logró recuperar un 99.88% de etanol por la corriente superior de la columna (ET-AG) con una composición en masa de 0.797 muy cercana al punto de azeótropo. Fueron requeridas 14 etapas, una relación de reflujo igual a 3.5, y la alimentación se ubicó en la etapa 4.

Para la columna de destilación extractiva como resultado de los análisis de sensibilidad se muestran las Figuras 2-4. La **Figura 2** muestra la influencia del número de etapas en la composición másica de etanol en el destilado. La especificación de pureza se alcanza a partir de la etapa 16, decidiendo usar 16

etapas para la columna extractiva considerando condensador y reboiler.

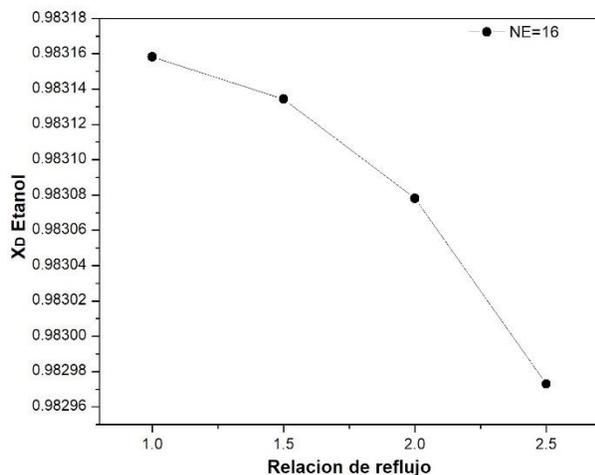


**Figura 2.** Efecto del número de etapas totales con la composición en el destilado.

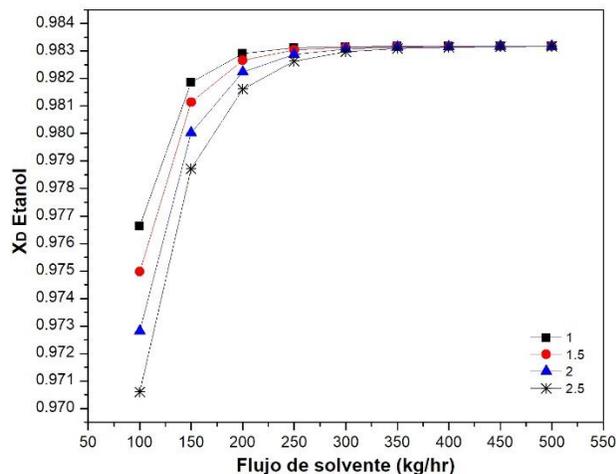
En la **Figura 3** se observa el análisis de la relación de reflujo contra la composición másica del etanol en el destilado. El valor de relación de reflujo con mejor comportamiento es de 1, ya que se obtiene una mayor composición de etanol en comparación a valores mayores.

El efecto del flujo del solvente sobre la composición másica del etanol en el destilado se muestra en la **Figura 4**. A partir del flujo de solvente  $300 \text{ kg hr}^{-1}$  se cumple la especificación para la

composición, sin variación importante después de este valor. Por lo que este flujo fue seleccionado para usarse en la columna extractiva.



**Figura 3.** Efecto de la relación de reflujo con la composición en el destilado.



**Figura 4.** Efecto del flujo del solvente con la composición en el destilado. Evaluado con diferentes relaciones de reflujo.

Además, para la columna extractiva se obtuvieron la etapa de alimentación de la corriente azeotrópica, la etapa de alimentación del solvente y el flujo de destilado.

Bajo estas especificaciones de diseño en la columna extractiva se obtuvo una recuperación total del 99.81% del etanol con una composición en masa del 0.9831 en el destilado, separando el 99.98% de agua por la corriente de fondos (G-A). La corriente superior de la columna extractiva (DIST) ingresa un tanque flash para retirar el CO<sub>2</sub> presente y obtener etanol con una pureza del 99.89% en masa. De acuerdo a la normativa ASTM D-5501 [13] donde se especifica la calidad y características del bioetanol o etanol anhidro, indica que la pureza se debe encontrar en un valor mínimo de 99.5% en masa. Por lo tanto, el diseño de la columna cumple la especificación para la pureza.

Finalmente, la corriente (G-A) es tratada en una columna de recuperación de solvente. En esta columna convencional se recupera un 99.96% de glicerol por la corriente de fondos (R-GLIC) con una composición másica de 0.9995. Por la parte superior retira el 99.68% del agua.

Para esta columna se requirieron un total de 6 etapas, una relación de reflujo de 0.7 masa, con su alimentación en la etapa 4. Las variables de diseño del tren de destilación se muestran en la

**Tabla 3.**

**Tabla 3.** Resumen de resultados para el diseño de columnas de separación y purificación de etanol.

Parámetro	Columna de concentrado	Columna extractiva	Columna de recuperación
Numero de etapas	14	16	6
Relación de reflujo	3.5	1	0.7
Etapas de alimentación	4	13	4
Etapas de alimentación solvente	--	3	--
Condensador	Total	Total	Total
Presión etapa superior (atm)	1	1	1
Caída de presión (atm)	0.5	--	0.5
Flujo másico de destilado (kg hr <sup>-1</sup> )	150	121.463	28.5

### Resultados para los parámetros de sustentabilidad

#### **Costo unitario de los productos.** De

acuerdo con los resultados de la simulación se obtiene una producción total de acetato de isoamilo de 53,039.5 kg año<sup>-1</sup>; mientras que los costos de operación, que incluyen las utilidades de

calentamiento, enfriamiento y consumo de energía eléctrica resulto en un total de 29,316.1 USD año<sup>-1</sup>. De acuerdo a la ecuación 1; se obtuvo que el costo, por kg de acetato de isoamilo producido, es de \$0.5527 USD kg<sup>-1</sup>. Para el caso del etanol se logró obtener una producción total de 344,275.88 Galones año<sup>-1</sup>, con

un costo de operación estimado de 73,658.5 USD año<sup>-1</sup>. Relacionando ambos resultados se obtiene que el costo por galón de etanol producido es de 0.2139 USD Galon<sup>-1</sup>.

**Consumo de energía por unidad de producto.** De acuerdo a la ecuación 2, se obtuvo que el consumo de energía en el sistema de calentamiento para la producción de acetato de isoamilo es de 371,734.58 kJ kg<sup>-1</sup> mientras que para el sistema de enfriamiento se obtuvo un consumo de -519,360.45 kJ kg<sup>-1</sup>. Estos resultados solo incluyen los consumos de energía de las utilidades para las etapas de producción y la columna de recuperación y purificación del acetato de isoamilo.

Para el tren de recuperación y purificación de etanol se obtuvo un consumo energético en el sistema de enfriamiento de -10,919.13 J kg<sup>-1</sup> y un consumo energético para el sistema de calentamiento de 33,467.1 kJ kg<sup>-1</sup>.

**Emisiones de dióxido de carbono por unidad de producto.** En el análisis de las emisiones de CO<sub>2</sub> a partir del uso de utilidades en las columnas de separación de etanol se obtuvo un total de 251.963 kg hr<sup>-1</sup> de CO<sub>2</sub>. Este valor expresado por metro cúbico de etanol obtenido resultó en un total de 1693.6 kg de CO<sub>2</sub> por m<sup>3</sup>. Existen estudios en donde se reportan las emisiones producidas (kg de CO<sub>2</sub> m<sup>-3</sup>) para la producción de etanol a partir del modelo GHG (*Green house gas*) en donde se consideran las emisiones producidas a partir del almacenamiento y transporte. Las emisiones producidas del etanol a partir de maíz se encuentran en los rangos de 1500 – 2500 kg de CO<sub>2</sub> m<sup>-3</sup>, mientras que para el etanol producido a partir de la caña de azúcar son reportados en 610 kg de CO<sub>2</sub> m<sup>-3</sup>. Para la gasolina las emisiones son de 3100 kg de CO<sub>2</sub> m<sup>-3</sup> [14].

## CONCLUSIONES

Se logró realizar el diseño de la biorrefinería integral para la producción de acetato de isoamilo y etanol. El proceso está conformado por una sección de fermentación del lactosuero, y los procesos de recuperación y purificación de cada producto. Se recuperó un 97.8% de acetato de isoamilo con una pureza del 99.87% y un costo por kg producido de \$0.5527 USD kg<sup>-1</sup>. Mientras que para el etanol se recuperó un 92% con una pureza del 99.89% y un costo de producción de 0.2139 USD Galon<sup>-1</sup>. Los resultados obtenidos muestran potencial para la implementación del proceso en la industria.

## REFERENCIAS

- [1] Urban, R.A. and B.R. Bakshi, *1,3-Propanediol from Fossils versus Biomass: A Life Cycle Evaluation of Emissions and Ecological Resources*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2009. **48**(17): p. 8068-8082.
- [2] De Bari, I., A. Giuliano, M.T. Petrone, G. Stoppiello, V. Fatta, C. Giardi, F. Razza, and A. Novelli, *From Cardoon Lignocellulosic Biomass to Bio-1,4 Butanediol: An Integrated Biorefinery Model*. Processes, 2020. **8**(12): p. 1585.
- [3] Hottle, T.A., M.M. Bilec, and A.E. Landis, *Sustainability assessments of bio-based polymers*. Polymer Degradation and Stability, 2013. **98**(9): p. 1898-1907.
- [4] Nogales-Delgado, S., N. Sánchez, and J.M. Encinar, *Valorization of Cynara Cardunculus L. Oil as the Basis of a Biorefinery for Biodiesel and Biolubricant Production*. Energies, 2020. **13**(19): p. 5085.
- [5] Aristizábal-Marulanda, V. and C.A. Cardona Alzate, *Methods for designing and assessing biorefineries: Review*. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2019. **13**(3): p. 789-808.
- [6] Conde-Báez, L., J. Castro-Rosas, J.R. Villagómez-Ibarra, J.B. Páez-Lerma, and C. Gómez-Aldapa, *Evaluation of Waste of the Cheese Industry for the Production of Aroma of Roses (Phenylethyl Alcohol)*. Waste and Biomass Valorization, 2017. **8**(4): p. 1343-1350.
- [7] (2008). *Reglamento (CE) 1334/2008 sobre los aromas y determinados ingredientes alimentarios con propiedades aromatizantes utilizados en los alimentos y por el que se modifican el Reglamento (CEE) 1601/91 del Consejo, los Reglamentos (CE) 2232/96 y (CE)*

- 110/2008 y la Directiva 2000/13/CE. 2010/11/01/ 2010, doi:<https://doi.org/10.1016/j.enpol.2010.08.016>
- [8] *Code of Federal Regulations 101.22 Foods; labeling of spices, flavorings, colorings and chemical preservatives.*, U. S. F. A. D. A. D. O. H. A. H. Services, 2019.
- [9] S. Torres, A. Pandey, and G. Castro, "Banana flavor: Insights into isoamyl acetate production," 2010, pp. 225-244.
- [10] J. Pla-Franco, E. Lladosa, S. Loras, and J. B. Montón, "Phase equilibria for the ternary systems ethanol, water+ethylene glycol or+glycerol at 101.3kPa," *Fluid Phase Equilibria*, vol. 341, pp. 54-60, 2013/03/15/ 2013, doi: <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2012.12.022>.
- [11] I. Gil, "Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent," *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, vol. 31, p. 259, 03/01 2014, doi: 10.1590/S0104-66322014000100024.
- [12] "Official Journal Of The European Union." (accessed 14 May, 2021).
- [13] D. O. Federación. "Lineamientos por los que se establecen las especificaciones de calidad y características para Etanol anhidro (Bioetanol), Biodiesel y Bioturbosina puros." (accessed 15 of July, 2021).
- [14] C. L. Crago, M. Khanna, J. Barton, E. Giuliani, and W. Amaral, "Competitiveness of Brazilian sugarcane ethanol compared to US corn ethanol," *Energy Policy*, vol. 38, no. 11, pp. 7404-7415,

