

# Propuestas de mejora en la columna depuradora de alcohol de la Ronera Santa Cruz

Rolando González-Señan<sup>1,2\*</sup>, Ana Lura Galbán-Díaz<sup>1</sup>, Guido Riera-González<sup>2\*\*</sup>

1. Ronera Santa Cruz del Norte  
Calle Cuba Libre, No.1, Santa Cruz del Norte. Mayabeque, Cuba
2. Universidad Tecnológica de La Habana (CUJAE)  
Ave. 114, No. 11901 e/ 119 y 127, Marianao. La Habana, Cuba  
[\\*rgonzalez@cubaron.co.cu](mailto:rgonzalez@cubaron.co.cu)  
[\\*\\*guido@quimica.cujae.edu.cu](mailto:guido@quimica.cujae.edu.cu)

## RESUMEN

**Introducción.** El etanol, después del agua, es el disolvente y la materia prima más común y utilizada en la industria química, farmacéutica y alimentaria.

**Objetivo.** Mejorar el proceso de rectificación de alcohol flema, que se lleva a cabo en la destilería de la Ronera Santa Cruz, perteneciente a la Corporación Cuba Ron S.A.

**Materiales y Métodos.** Mediante el uso del simulador Aspen Hysys v 10.0 se simulan dos alternativas en los condensadores de la columna depuradora.

**Resultados y Discusión.** Con la incorporación de este nuevo condensador se disminuye la pérdida de alcohol. El área de transferencia de calor se aumentó hasta 82.5 m<sup>2</sup>. Las pérdidas fueron disminuidas en más de un 10 %, se pudo aumentar el flujo de alimentación de vapores alcohólicos no condensados en 1000 kg/h y, por ende, la producción de alcohol y mejorar así la eficiencia y los índices en la destilería

**Conclusiones.** Se realiza un análisis económico para comprobar que la modificación tecnológica llevada a cabo en la destilería trajo consigo mejoras en la economía de la empresa, a partir de la disminución de las pérdidas en la producción de etanol

**Palabras clave:** columna depuradora, simulación, intercambiador de calor, condensadores.

## ABSTRACT

**Introduction.** Ethanol, after water, is the most common solvent and raw material used in the chemical, pharmaceutical and food industries.

**Objective.** To improve the rectification process of phlegm alcohol that is carried out in the Santa Cruz Rum distillery belonging to the Cuba Ron SA Corporation.

**Materials and Methods.** Using the Aspen Hysys v 10.0 simulator, two alternatives are simulated in the condensers of the scrubbing column.

**Results and Discussion.** With the addition of this new condenser, alcohol losses are reduced. The heat transfer area was increased to 82.5 m<sup>2</sup>. The losses were decreased by more than 10 %, the feed flow of non-condensed alcoholic vapors was increased by 1000 kg/h and, therefore, the alcohol production was increased, thus improving the efficiency and rates in the distillery.

**Conclusions.** An economic analysis is carried out to verify that the technological modification carried out in the distillery brought about improvements in the company's economy from the reduction of losses in ethanol production.

**Keywords.** Purifying column, simulation, heat exchanger, condensers.

## INTRODUCCIÓN

La producción de alcohol en la industria, a partir de las melazas (miel B, también conocida como miel final) abarca dos aspectos básicos: por una parte, la fermentación, que parte de las características que tienen algunos microorganismos de desintegrar azúcares y generar, como residuo, alcohol etílico, anhídrido carbónico y otros productos secundarios; por otra parte, la destilación, etapa en la que el alcohol es separado de la mezcla fermentada. El proceso de producción de alcohol abarca de forma general tres grandes etapas: preparación del mosto, fermentación y destilación-rectificación (1, 2).

La fermentación es una etapa principal del proceso, en ella se logra el alcohol deseado, de alto rendimiento que, en esta etapa, es de gran importancia. Esto se logra a través de un conjunto de parámetros, que van desde la propia preparación de la materia prima hasta el vital cultivo del microorganismos, encargados de la conversión de los azúcares en etanol.

Para la separación de los diferentes componentes que conforman la mezcla obtenida en la fermentación se emplea la destilación, operación unitaria, ampliamente empleada en la industria química y, en particular, en la obtención de alcohol etílico. Por esta vía se obtiene un alcohol etílico de alta pureza, independientemente del proceso de fermentación. En el proceso de destilación se emplean diferentes columnas destiladoras y condensadores, en función de su ordenamiento será la calidad de alcohol que se obtenga, que va desde alcohol crudo hasta alcoholes extra refinados (3).

En Cuba el alcohol es ampliamente usado es en las industrias farmacéutica y alimentaria, esta última incluyendo la fabricación de bebidas. El empleo de alcohol para estas actividades impone normas de calidad muy rigurosas, por lo que se impone tener un control de la calidad sobre las materias primas y los productos que se obtengan. Por otro lado, insertarse en el mercado mundial hay que mantener un control basado en los estándares nacionales e internacionales que permitan al producto obtenido ser competitivo (4).

El alcohol etílico al que se hace referencia en este trabajo es obtenido de la Ronera Santa Cruz, perteneciente a la corporación Cuba Ron S.A., la cual se encuentra ubicada en el municipio de Santa Cruz del Norte. Esta consta de una destilería productora de aguardiente y rectificadora de alcohol, los cuales constituyen las materias primas para la fabricación de los diferentes surtidos de rones elaborados en la entidad. En el sistema de rectificación de alcohol se encontraron grandes pérdidas de alcohol en los condensadores debido a que el área de transferencia de calor instalada es mucho menor de la requerida en el sistema; al realizar un análisis en el laboratorio se reportó que el grado de alcohol de la corriente líquida que sale junto a los gases incondensables es de 90 °GL - 95 °GL; lo que resulta elevado lo que provoca grandes pérdidas económicas.

El presente trabajo centra su objetivo en evaluar una modificación tecnológica en el sistema de condensadores en la columna depuradora de alcohol que permita disminuir las pérdidas en el proceso por debajo de un 10 %.

## MATERIALES Y MÉTODOS

### Descripción del proceso

El estudio se realiza en los condensadores instalados en la columna depuradora (VK). El flujo de tope de la columna depuradora se condensa en dos intercambiadoras de calor instalado verticalmente, el primero como condensador parcial, el segundo en función de condensador total. Las características técnicas de los equipos se presentan en la tabla 1.

**Tabla 1.** Datos técnicos de los condensadores

Parámetros	Condensador 1	Condensador 2
Superficie del intercambio de calor (m <sup>2</sup> )	40	2.5
Diámetro de tubos (mm)	33	33
Longitud de tubos (mm)	2200	1300
Número de tubos (-)	187	19
Diámetro del intercambiador de calor (mm)	730	250
Altura total (mm)	3000	1800

En la tabla 2 se presentan las características y propiedades físicas de los fluidos que circulan por la coraza y por los tubos en cada condensador, por los tubos circula el fluido frío que es agua y por la coraza el fluido caliente que es los vapores alcohólicos.

**Tabla 2.** Características y propiedades físicas de los fluidos que intervienen en el proceso

Variable	Condensador 1		Condensador 2	
	Fluido frío	Fluido caliente	Fluido frío	Fluido caliente
Flujo másico (kg/h)	9600-10000	2690-2750	1390-1500	-
Temperatura de entrada (°C)	30	83.2	30	82
Temperatura de salida (°C)	79	82	45	80.6
Capacidad calórica (kcal/kg°C)	0.99	0.74	0.99	0.74

### Balace de energía

Los cálculos primarios se realizaron mediante balance de masa y energía, y sus ecuaciones son (5).

Los balances de masa para flujo total, por componentes, se basaron en que el proceso se encuentra en estado estacionario, por lo que toda la masa que entra es igual a la que sale, según la ecuación 1.

$$m_{entra} = m_{sale} \quad (\text{Ec.1})$$

Para el cálculo del calor que es capaz de transferir el intercambiador de calor se utilizó la ecuación 2.

$$Q = U * A * MLDT \quad (\text{Ec. 2})$$

Donde:

$Q$ : Calor intercambiado (kJ/h)

$U$ : Coeficiente global de transferencia de calor (kJ/m<sup>2</sup>h°C)

$A$ : Área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)

$MLDT$ : Media logarítmica de la diferencia de temperatura

Para ello se necesita conocer el área de transferencia de calor, calculada mediante la ecuación 3.

$$A = \pi * d * L * Nt \quad (\text{Ec. 3})$$

Donde:

$A$ : Área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)

$d$ : Diámetro de los tubos (m)

$L$ : Longitud de los tubos (m)

$Nt$ : Número de tubos

El calor sensible se calcula mediante la ecuación 4.

$$Q = m * Cp * \Delta T \quad (\text{Ec. 4})$$

Donde:

$Q$ : Flujo de calor sensible (kJ/h)

$m$ : Flujo (kg/h)

$Cp$ : Capacidad calorífica específica (kJ/kg °C)

$\Delta T$ : Diferencia de temperatura (°C)

Mediante la ecuación 5 se obtiene el calor total que transfiere el intercambiador de calor bajo estas condiciones:

$$Q_{Total} = Q * \text{pérdidas} \quad (\text{Ec. 5})$$

La masa de vapor es obtenida si se despeja la ecuación 6 del calor cedido.

$$Q_{cedido} = m_v * \lambda \quad (\text{Ec. 6})$$

Donde:

$Q_{cedido}$ : Flujo de calor cedido (kJ/h)

$m_v$ : masa de vapor (kg)

$\lambda$ : Calor latente de vaporización (kJ/kg)

Para la solución de estas ecuaciones se empleó el Microsoft Excel.

El estudio se realizó en cuatro meses, una primera etapa para determinar las causas de la pérdida de alcohol, que se desarrolló en los meses de septiembre y noviembre del 2022. La segunda etapa, para comprobar el efecto que sobre la pérdida de alcohol tiene la instalación de un nuevo condensador se desarrolló en los meses de enero y marzo del presente año. En este estudio se tomaron 15 muestras cada mes para analizar el flujo de los vapores alcohólicos no condensados a la entrada del primer condensador (VANC) y los flujos de agua como medio refrigerante (6) en cada condensador.

Se recogieron también 10 muestras, en una corriente líquida que salía junto a los gases incondensables, antes de la modificación, para determinar su grado alcohólico y verificar, de esta manera, las pérdidas de este. Se tomó como criterio que la corriente líquida tenía el mismo grado alcohólico que la gaseosa.

### Simulación del proceso

La simulación, desde el punto de vista de la ingeniería química, es la solución de las ecuaciones de balance de materia y energía para procesos químicos en estado estacionario o dinámico, así como del dimensionamiento de los equipos involucrados en un proceso. La simulación de procesos conlleva la solución mediante software de los modelos que describen los procesos en estudio (7).

En el desarrollo del estudio se empleó el simulador Aspen Hysys v 10.0 (8) y se siguieron los pasos:

1. seleccionar los componentes involucrados;
2. elegir el paquete para el cálculo de las propiedades físicas por componentes;
3. elaborar el diagrama de flujo: módulos y corrientes;
4. definir los datos de corriente;
5. definir los datos correspondientes de cada módulo empleado.

### Selección de componentes y paquete de propiedades

Para que una simulación sea eficiente y sus resultados confiables es preciso hacer una buena selección del paquete de propiedades físicas. Por otro lado, es imprescindible definir correctamente los componentes de cada corriente del proceso (9). En el presente caso, los componentes se definieron a partir de los reportes de análisis de laboratorio realizados en la empresa, a las diferentes corrientes del proceso. En la tabla 3 se muestra la composición másica seleccionada de la corriente de vapor de agua y de la corriente proveniente del plato 15 de la columna depuradora.

**Tabla 3.** Composición másica de las corrientes

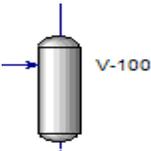
aaa	Vapor hidroalcohólico	Agua
Componente	Composición inicial (%)	Composición (%)
Agua	4.66	100
Etanol	95.34	-

Para la simulación, tanto para las corrientes alcohólicas como para el agua, se empleó el paquete NRTL.

### Herramientas de la simulación

Para la conformación del modelo de simulación se seleccionaron los módulos de cálculos que representan las operaciones involucradas en el proceso. En la tabla 4 se describe el módulo empleado en la simulación.

**Tabla 4.** Descripción del módulo de cálculo, utilizado para la simulación del intercambiador

Nombre del módulo	Módulo	Identificación	Descripción
<i>Heat Exchange</i>		Intercambiador	Modela el intercambio de calor entre las dos corrientes
<i>Separator</i>		Separador	Modela la separación de los vapores alcohólicos que salen del intercambiador

Para la simulación del intercambiador de calor se empleó el módulo *Heat Exchange*. Con este módulo se logró simular el proceso de condensación de los vapores alcohólicos, procedentes del topo de la columna depuradora. En la figura 1 se muestra el modelo de simulación de los tres condensadores propuesta para reducir las pérdidas de alcohol en el proceso.

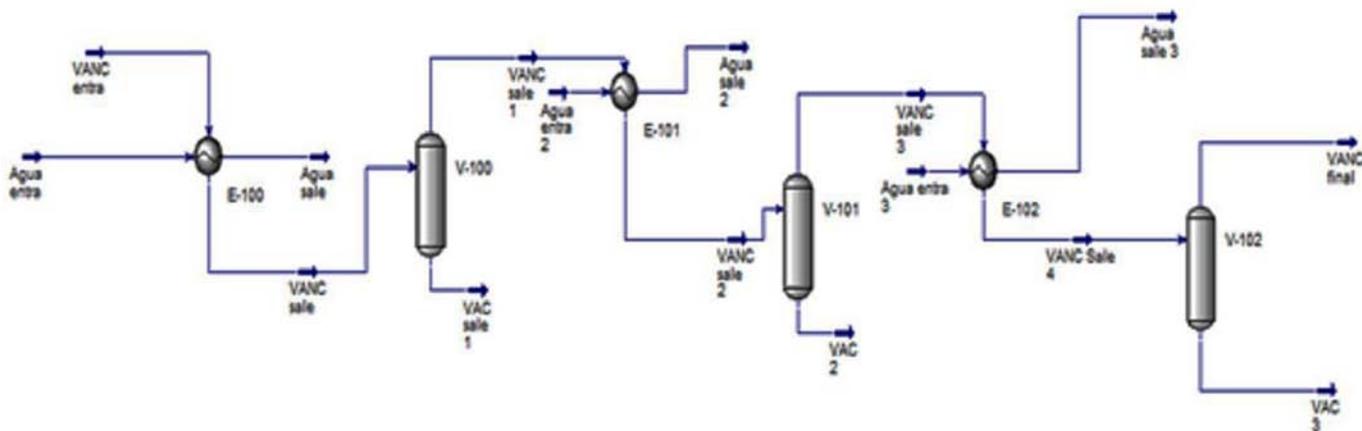


Figura 1. Modelo de simulación obtenido en el intercambiador.

### Validación de los modelos de simulación

La validación de los modelos de simulación es de gran importancia y sus resultados influyen directamente en la certeza de los resultados obtenidos; en el presente trabajo, primeramente, se comprobó con cálculos manuales, para chequear la correspondencia entre los balances de masa y energía con los existentes en el simulador. Posteriormente, se compararon los resultados obtenidos, mediante el simulador Aspen Hysys v10.0 con datos reales. En ambos casos se determinó el error relativo, para conocer en qué medida son diferentes los valores comparados.

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Primeramente, se determinó mediante balance de masa la cantidad de alcohol perdida ( $m_{PA}$ ) por no condensación. En la tabla 5 se presentan los resultados de procesamiento estadístico para 30 corridas, correspondientes a los meses de septiembre y noviembre del 2022.

Tabla 5. Resultados del análisis estadístico de alcohol perdido por no condensación

	VANC (kg/h)	$m_p$ (kg/h)	$m_{PA}$ (kg/h)
Recuento	30	30	30
Promedio	2711.9	695.4	146.0
Coefficiente de variación (%)	0.58	4.95	9.98

VANC: Vapores de alcohol al condensador,  $m_p$ : Masa perdida por no condensación,  $m_{PA}$ : Masa perdida de alcohol por no condensación.

Los resultados que se presentan en la tabla 5, demuestran que existe una alta pérdida de etanol por no condensación. La masa perdida de vapores no condensados tiene un promedio igual a 695.4 kg/h (25.6 %), con un coeficiente de variación igual a 4.95, que si bien pudiera considerarse que no es alto, demuestra que existe variabilidad en las pérdidas, lo que afecta de forma directa la producción de etanol y la economía de la empresa.

El resultado anterior demuestra que los intercambiadores instalados como condensadores no logran condensar el 25 % de los vapores del tope de la columna depuradora, por lo que es necesario buscar una solución.

Con el propósito de encontrar la causa que origina las pérdidas por no condensación se determinó el área necesaria para condensar la totalidad de los vapores del tope de la columna VK, para ello se emplearon las ecuaciones 2 y 4. Como resultado se obtuvo que el área necesaria es de 73.11 m<sup>2</sup>,

y la instalada es de 42.5 m<sup>2</sup>. Este resultado demuestra que hay una diferencia de 23.27 m<sup>2</sup>. Como solución se decide instalar un nuevo intercambiador de calor, con área de transferencia de calor igual a 40 m<sup>2</sup>, cuyos datos técnicos se presentan en la tabla 6. El total de área con el nuevo intercambiador es de 82.5 m<sup>2</sup>, superior a la necesaria.

**Tabla 6.** Datos técnicos del condensador propuesto

Parámetros	Condensador 3	Parámetros	Condensador 3
Superficie del intercambio de calor (m <sup>2</sup> )	40	Número de tubos (-)	187
Diámetro de tubos (mm)	33	Diámetro del intercambiador de calor (mm)	730
Longitud de tubos (mm)	2200	Altura total (mm)	3000

El efecto de la instalación del nuevo intercambiador se estudió por simulación, con el empleo del Aspen Hysys v10.0.

Primeramente, se realizó una comparación entre los cálculos manuales y los resultados obtenidos de la simulación, para comprobar si el modelo se ajusta a los balances de masa y energía. Para ello se tomaron 5 juegos de datos. Los resultados se presentan en la tabla 7 y se tomaron como referencia la masa de condensado que sale del sistema y de los vapores que no se condensan.

**Tabla 7.** Comparación de la masa de vapor entre cálculos manuales y simulación

Condensado total			Vapores no condensados		
Cálculos manuales (kg/h)	Simulación (kg/h)	ER %	Cálculos manuales (kg/h)	Simulación (kg/h)	ER %
3215.00	3257.70	0.45	557.00	543.20	2.48
3200.00	3230.80	0.65	480.00	471.00	1.88
3221.00	3242.20	0.35	519.00	507.50	2.22
3245.00	3255.70	0.33	555.00	543.80	2.02
3235.00	3245.90	0.34	534.00	526.00	1.50

Como se puede ver en la tabla 7, el error relativo es menor al 1 %, el condensado total que sale del sistema y para los vapores no condensados es menor al 3 %, lo que demuestra que la simulación describe correctamente el proceso de intercambio de calor en estudio.

### Validación del modelo de simulación

La validación del modelo de simulación se realizó a partir de la comparación de los resultados de la simulación con los datos reales de la planta. Para aceptar un modelo como válido, el error de validación debe ser menor al 5 %.

Para la validación del modelo de simulación se emplearon 5 corridas. En la tabla 8 se presentan los resultados obtenidos en la simulación del intercambiador de calor, se tomaron como referencia las mismas variables que en la comparación anterior.

**Tabla 8.** Comparación de los resultados para la validación de la simulación

Condensado total			Vapores no condensados		
Datos reales (kg/h)	Simulación (kg/h)	ER %	Datos reales (kg/h)	Simulación (kg/h)	ER %
3215.00	3246.30	0.97	179.00	176.00	1.68
3200.00	3253.70	1.68	176.00	173.00	1.70
3221.00	3231.30	0.32	180.00	176.00	2.22
3238.00	3241.40	0.11	184.00	179.00	2.72
3237.00	3259.40	0.69	160.00	158.00	1.25

A partir de esta comparación se concluye que el modelo de simulación obtenido queda validado con un error relativo menor al 1 %, para el condensado total, y al 2.8 % para los vapores no condensados.

Con los resultados obtenidos también se comprobó, en la práctica, el efecto que tiene la modificación realizada en el proceso de producción, si se compara con la etapa anterior. Se toman para la comparación 15 corridas, antes de instalarse el intercambiador y posterior a la instalación y se analizan algunos parámetros fundamentales del proceso.

Primeramente, se analizará la alimentación del proceso, cuyos resultados se muestran en la tabla 9.

**Tabla. 9** Comparación de la alimentación del proceso

	Antes del IC	Después del IC
Corridas	15	15
Promedio	2712.07	3768.0
Coefficiente de variación (%)	0.58	0.89

En la tabla 9 se compara la alimentación del proceso. Se observa que, después de la instalación del intercambiador, la alimentación aumentó y su coeficiente de variación se mantiene por debajo de 1 %.

En la tabla 10 se presentan los resultados de la comparación entre la masa de vapores no condensados y de alcohol perdido.

**Tabla 10.** Resultados del análisis estadístico de alcohol perdido por no condensación

	$m_p$ (kg/h)	$m_{PA}$ (kg/h)	$m_p$ (kg/h)	$m_{PA}$ (kg/h)
Corridas	15	15	15	15
Promedio	693.1	145.4	175.8	35.88
Coefficiente de variación (%)	4.65	9.38	3.28	3.21

$m_p$ : Masa perdida por no condensación.

$m_{PA}$ : Masa perdida de alcohol por no condensación.

Los resultados demuestran que existe una disminución de más de un 25 % de la masa de condensado y de más de un 24 % por la masa de alcohol. Las pérdidas, con respecto al condensado que entra al sistema, son de 4.6 %, lo que demuestra la efectividad de la modificación propuesta.

## Análisis económico

Se realiza un análisis económico sobre la base de la disminución de las pérdidas de alcohol por no condensación. Para los cálculos se utilizó, como precio, el costo de producción por litro (L) igual a 12.74 CUP y el precio del producto obtenido es 29.55 CUP, por cada litro (L); estos son datos facilitados por la empresa. Los resultados se muestran en la tabla 11.

**Tabla 11.** Resultados económicos

	Pérdidas de alcohol (L/h)	Costo de producción (CUP/L)	Pérdidas económicas (CUP/h)
<b>Antes</b>	198	12.74	2522.2
<b>Después</b>	2.46	12.74	31.34

Como se puede observar en la tabla anterior, antes de la instalación del condensador parcial, por cada hora de trabajo se perdían, como promedio, 2522.2 CUP; por lo que la afectación económica a la empresa es considerable. Luego de realizada la modificación tecnológica en el sistema de condensación disminuyeron las pérdidas de alcohol y, por ende, las pérdidas económicas también, lo que ha favorecido las ganancias a la empresa ya que, por cada hora de producción se tenían, como pérdida económica, 31.34 CUP valor que representa el 1.24 % de la pérdida anterior.

## CONCLUSIONES

1. La causa directa de las pérdidas de alcohol en la condensación de los vapores de tope de la columna depuradora es la menor área de transferencia de calor ( $42.5 \text{ m}^2$ ) que la necesaria ( $73.11 \text{ m}^2$ ) y se propone la instalación de un nuevo intercambiador de calor de  $40 \text{ m}^2$  de área de transferencia.
2. Se realizó la simulación en Aspen Plus v10.0 del sistema en estudio
3. Se demostró que la instalación del intercambiador de calor ofrece beneficios, al aumentar la alimentación del proceso por encima de los 3500 L/h y disminuir las pérdidas por debajo del 5 %.
4. Aumentaron las ganancias de la empresa, pues el análisis económico arrojó que las pérdidas se redujeron de 2522.20 CUP, por cada hora de producción de alcohol, a 31.34 CUP.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Aguilar, N. Bioetanol de la caña de azúcar. Avances en la Investigación Agropecuaria, Vol. 11, No.3, sep-dic. 2007 pp. 25-39.
2. Donaires, Q. L. *Fermentación del mosto de caña de azúcar (Saccharum officinarum) con uso de catalizadores naturales y comerciales para obtener aguardiente*. [Trabajo de diploma]. Universidad Tecnológica de los Andes, repositorio: UTEA-Institucional, Pachachaca–Abancay, 2018.
3. Pérez, O.; et al. *Simplificaciones en el cálculo de columnas de destilación alcohólica*, en: *Información Tecnológica, Facultad de Ingeniería Química, La Habana*. 21 (6), 103-112, 2010. Doi:10.1612/inf.tecnol.1036it.09.
4. Albernas, Y.; et al. *Obtaining superfine ethanol in a Cuban distillery.*, *Ingeniería e Investigación Journal*, 2012, Vol. 32, No. (3) pp. 47-52. [http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0120-56092012000300010](http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0120-56092012000300010).

5. Lamas, Y.; *et al.* *Análisis preliminar de la fermentación alcohólica utilizando mezclas de jugo de los filtros, miel final y meladura.* Centro Azúcar,
6. Borrego, S. *Propuestas de mejoras en la columna de rectificación de alcohol de la Ronera Santa Cruz del Norte.* [Trabajo de diploma]. Universidad politécnica José A. Echeverría, La Habana, Cuba, 2024.
7. Galban, A. L. *Evaluación técnico-económica del sistema de condensación de la columna depuradora de alcohol.* [Trabajo de diploma] Universidad politécnica José A. Echeverría, La Habana, Cuba, 2023.
8. Carvalho, N. *Modelización y simulación de una columna de destilación utilizando nuevos modelos predictivos* [Trabajo de diploma] Universidad Politécnica de Madrid, Madrid, España. 2017.
9. Cruz, A. *Propuestas de mejoras en la Ronera San José basadas en simulación de procesos.* [Trabajo de diploma] Universidad politécnica José A. Echeverría, La Habana, Cuba, 2020.