

Desarrollo y validación de un modelo en Aspen Hysys v10.0 para el proceso de fermentación alcohólica

Arletis Cruz-Llerena^{1,2*}, Osney Pérez-Ones², Lourdes Zumalacárregui-de Cárdenas²
y José Luis Pérez-de los Ríos²

1. Departamento de Alcohol, Levadura y Alimento Animal, Dirección de Derivados, Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (Icidca). Vía Banca 804 y Carretera Central. San Miguel del Padrón, La Habana, Cuba.

* arletis.cruz@icidca.azcuba.cu

2. Grupo de Análisis de Procesos, Facultad de Ingeniería Química, Universidad Tecnológica de La Habana José Antonio Echeverría (Cujae). Calle 114 No. 11901 e/ Ciclovía y Rotonda, Marianao, La Habana, Cuba.

RESUMEN

Se realiza la simulación del proceso de fermentación alcohólica de una ronera cubana con el simulador Aspen Hysys v10.0. Se seleccionó el paquete de propiedades NRTL para la estimación de las propiedades del equilibrio entre el agua y sustancias orgánicas a bajas presiones e IDEAL para la fase vapor. El modelo de simulación obtenido fue validado con los datos reales del proceso, con un error relativo menor al 2.5 %. Se realiza un caso de estudio para evaluar la influencia que tiene el flujo de miel alimentada a la destilería sobre algunas variables importantes del proceso. Se evalúa la sustitución de miel final por miel B como materia prima, obteniéndose una disminución en el consumo de miel de 100 kg/h y un aumento de 0.39 del grado alcohólico del vino.

Palabras clave: simulación, fermentación alcohólica, casos de estudio.

ABSTRACT

The simulation of the alcoholic fermentation process of a Cuban rum factory using Aspen Hysys v10.0 is presented in this paper. The NRTL property package was selected for the estimation of the equilibrium properties between water and organic substances at low pressures and IDEAL for the vapor phase. The simulation model obtained was validated with the actual process data with a relative error lesser than 2.5 %. A study case was done in order to evaluate the influence of the molasses flow fed to the distillery on some important variables of the process. The substitution of the raw material, final molasses, by molasses B was studied, showing a decrease in the consumption of molasses of 100 kg/h and an increase of 0.39 of the alcoholic degree of the wine.

Key words: simulation, alcoholic fermentation, study case.

INTRODUCCIÓN

La fermentación es un proceso complejo y de gran aplicabilidad. En el caso de la producción de etanol por vía fermentativa, a escala industrial, la optimización de esta etapa es crucial (1) para reducir el costo de operación.

La fermentación alcohólica es la transformación anaeróbica por la levadura de azúcares, principalmente hexosas como la glucosa y la fructosa, en etanol y dióxido de carbono, así como en la formación de los congéneres que influyen en la calidad de los productos finales (2, 3). Esta etapa se considera la más importante en el proceso de obtención de etanol, pues además de ser esta la

etapa de formación del alcohol, es también la que rige el consumo de materia prima, que equivale al 50-80 % de los costos de producción (2).

Por la naturaleza biológica de este proceso, inciden sobre su desarrollo una gran variedad de variables y parámetros operacionales (3), tanto no lineales como dinámicos; por tanto, su modelación resulta difícil y desafiante (1).

La simulación de procesos proporciona una visión de la conducta de un proceso real, lo que resulta beneficioso en sistemas complejos, con interacción de varias variables. La simulación se puede definir como el uso de un modelo matemático para generar la descripción del estado de un sistema (4). Una vez desarrollado y validado un modelo de simulación, se pueden evaluar diferentes condiciones sin afectar al sistema real (5). De ahí la importancia de su empleo en el estudio del proceso de fermentación alcohólica.

En el presente trabajo se desarrolla y valida un modelo de simulación del proceso de fermentación alcohólica, en una ronera cubana. Se desarrollan diferentes casos de estudio, para evaluar el comportamiento de las principales variables del proceso ante diferentes escenarios, resultados que pueden ser utilizados en investigaciones posteriores.

MATERIALES Y MÉTODOS

Descripción del proceso tecnológico

Fermentación alcohólica

La materia prima fundamental del proceso de fermentación alcohólica es la miel final de caña que resulta del agotamiento final de la sacarosa. Este producto es un líquido oscuro, denso y viscoso, que se separa de la masa cocida de baja calidad, y del cual no se le puede cristalizar más azúcar por métodos convencionales y económicos. Además de los azúcares no cristalizados, las mieles finales contienen compuestos orgánicos y sales inorgánicas.

La miel se descarga en una cisterna y, antes de ser almacenada en un tanque de 1 200 m³, pasa primero por un filtro grosero y luego por un filtro más fino de 5 mm de espesor, con el objetivo de eliminar impurezas presentes. Debido a que la viscosidad de este producto es elevada se tiene un alto gasto energético en su bombeo, que se puede reducir si se precalienta hasta 40 °C con vapor directo en la línea de succión de la bomba.

Después de precalentada la miel, a un flujo de 2.17 m³/h, pasa a un disolutor estático que posee facilidad de limpieza y desinfección. El disolutor trabaja con agua cruda y en él se logra una densidad uniforme. El °Brix de la miel diluida se controla con un densímetro y se mantiene entre 15-16 °Brix.

La miel diluida pasa a un tanque, con agitación de 2 m³ de capacidad, donde se le añade ácido nítrico para ajustar el pH del medio y evitar cualquier crecimiento microbiano que compita con la levadura. Este tanque alimenta por reboso a otro tanque de 6 m³, al cual está conectada la succión de la bomba P-05. Esta bomba mantiene un lazo cerrado de miel diluida en toda el área de fermentación.

La miel diluida con un pH de 5, pasa a un tanque cultivador, de una capacidad de 2 m³, con un sistema de aireación, agitación mecánica, adición de antiespumante, control de temperatura, nivel y presión.

En el tanque cultivador comienza la fermentación al adicionar el medio de cultivo que contiene los nutrientes (fuentes de nitrógeno, fósforo) y ácido que se utiliza para controlar el pH. La preparación de nutrientes se realiza en un tanque de 1 m³, equipado con agitador mecánico donde se disuelven las dos sales a utilizar: fosfato diamónico y sulfato de amonio.

Después de añadidos los nutrientes y ajustado el pH del medio, se procede a la esterilización, haciendo circular vapor a 0.05 MPa y 110 °C, durante una hora, por la chaqueta del tanque y se alcanza una temperatura máxima de 105 °C. Una vez esterilizada la carga del cultivador se procede a enfriarla con el agua de enfriamiento que circula por el serpentín ubicado en su interior, hasta alcanzar una temperatura entre 30 y 32 °C. Esta es la temperatura óptima para inocular la levadura.

A continuación, se le inocula el Carlsberg, de aproximadamente unos 12 L, que contiene levadura de una cepa del género *Saccharomyces cerevisiae*, después de pasar por un proceso de propagación en el laboratorio. De esta manera, comienza la propagación de la levadura a nivel industrial, mediante la aireación del medio de cultivo.

Se monitorea el cultivador hasta dar por terminada esta fase de propagación, cuando el Brix ha alcanzado el valor entre 6-7 °Brix y de haberse realizado una observación al microscopio para controlar parámetros como el conteo celular, gemación, viabilidad y la morfología de la célula. Este cultivo sirve de inóculo al prefermentador.

El prefermentador tiene una capacidad de 11 m³, cuenta con un sistema de enfriamiento interior, aireación y agitación mecánica. El tanque está abierto, lo que facilita su limpieza. El equipo se llena con un flujo continuo de 2 m³/h de miel diluida hasta alcanzar un volumen de 10.4 m³. Se le adicionan los nutrientes y el inóculo que proviene del cultivador. Así comienza el siguiente proceso de propagación de la levadura, mediante aireación ligera y continua y se mantiene una temperatura entre 30 y 32 °C. Este proceso se monitorea desde el punto de vista químico y biológico hasta llegar al final, cuando el °Brix disminuya a valores entre 6.0 y 6.5 °Brix y se determine el adecuado estado de la levadura y su concentración.

La biomasa que proviene del prefermentador se somete a un proceso de fermentación incrementada en el fermentador, llamada también de alimentación constante. El inóculo pasa por gravedad al fermentador y comienza la adición continua de la miel diluida. El flujo de miel diluida se fija manualmente se debe encontrar entre 3-5 m³/h, en correspondencia con los azúcares fermentables necesarios para obtener 6-6.5 °GL; la adición de miel diluida se mantiene hasta las 20 horas, debiendo quedar el fermentador lleno con un valor que no exceda de los 9 °Brix. Las próximas cuatro horas se emplean en el total agotamiento de los azúcares por parte de las levaduras, para lograr así, un ciclo de 24 horas.

En esta etapa, el objetivo es obtener el mayor rendimiento alcohólico posible y no el incremento de biomasa; por tanto, no se suministra aire al medio, la temperatura se controla en valores entre 32-34 °C y se emplea la agitación mecánica para homogeneizar el medio y evitar que la levadura precipite. En el fermentador no se adicionan nutrientes, pues con el nitrógeno y fósforo aprovechable que contiene la miel, es suficiente.

El fermentador tiene una capacidad de 64 m³, cuenta con sistema de enfriamiento interior, agitación mecánica y es abierto; por lo que tiene las mismas ventajas de limpieza que el prefermentador. Este proceso se considera terminado después que se han agotado completamente los azúcares fermentables, debe obtenerse un porcentaje de etanol en correspondencia con el sustrato adicionado y los azúcares reductores fermentables.

Obtención del modelo de simulación

El desarrollo de una simulación eficaz depende de la correcta selección de los componentes y del paquete de propiedades (6-9). En este trabajo se empleó, para la simulación del proceso de fermentación alcohólica el simulador Aspen Hysys v10.0.

En el caso de la selección de los componentes, para la simulación de la miel se utilizaron componentes representativos según los datos reportados en la literatura (10, 11). En la tabla 1 se muestra la composición másica seleccionada de miel final.

Tabla 1. Composición másica de miel final

Componentes	Composición (%)	Componentes	Composición (%)
Composición de miel	100	Composición de cenizas	10.05
H ₂ O	15	K ₂ O	6.12
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁ (Sacarosa)	33	Na ₂ O	0.49
C ₆ H ₁₂ O ₆ (Glucosa)*	23	CaO	2.26
Cenizas	10.05	MgO	1.18
Impurezas	18.48	Composición de las impurezas	18.48
Ácido acético	0.324	Gomas	3.15
Ácido propiónico	0.060	Coloides	8.02
Ácido butírico	0.091	Otros no azúcares	7.31

* Incluye composición de glucosa + fructosa

Algunos de estos componentes no se encuentran en la base de datos del simulador Aspen Hysys v10.0, por lo que fue necesaria su inserción como hipotéticos. En la tabla 2 se plantean los compuestos sólidos hipotéticos insertados.

Tabla 2. Compuestos sólidos hipotéticos insertados (12)

Compuestos	Fórmula química	Masa molar	Densidad (kg/m ³)
Óxido de potasio	K ₂ O	94.20	2 350
Óxido de sodio	Na ₂ O	61.98	2 270
Óxido de calcio	CaO	56.10	3 300
Óxido de magnesio	MgO	40.30	3 580

Para la estimación de las propiedades, se seleccionó el paquete de propiedades NRTL para el equilibrio entre el agua y las sustancias orgánicas a bajas presiones e IDEAL para la fase vapor (13).

Simulación de la fermentación alcohólica

Para la construcción del modelo de simulación de la etapa de fermentación se emplearon seis módulos: Tank, Air cooler, Heat exchanger, Component Splitter, Adjust y Spreadsheet. El módulo Tank se utilizó para la simulación del disolutor y del fermentador. La torre de agua de enfriamiento se representó con el módulo Air cooler (TE Ferm), suministrando el dato de la temperatura del aire a la entrada (28 °C). El módulo Heat exchanger simuló el calentamiento de la miel (Calentador M) y el sistema de enfriamiento del fermentador (Enfriador V), donde se suministró como dato la caída de presión ($\Delta P = 0$ kPa). El degasificador se simuló con el Component Splitter, se suministra valor 1 para la fracción de separación de CO₂ en la corriente CO2deg. El Adjust se empleó en la dilución (ADJ-D), para ajustar a 0.84 la fracción másica de agua en la miel diluida y manipular el flujo másico de la corriente Agua de dilución y en el caso de la fermentación (ADJ-F), se manipuló la corriente calor perdido (se suministra como dato inicial el flujo de Calor perdido de $-1.824 \cdot 10^6$ kJ/h) para ajustar la temperatura de la corriente vino a degasif (33 °C). El módulo Spreadsheet se empleó como hoja de cálculo para la determinación del Brix en las corrientes miel, miel diluida y vino (Brix Ferm) y la eficiencia en fermentación (Eficiencia Ferm).

En la tabla 3 se muestran los datos empleados para la simulación.

Tabla 3. Datos de las corrientes para la simulación

Corriente	Descripción	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Fracción de vapor	Flujo (kg/h)	Composición
Miel almac	Miel almacenada	101.3	28	-	3 000	Tabla 1
Miel	Miel calentada a etapa de dilución	-	40	-	-	-
Vapor miel	Vapor para calentamiento de miel	50	-	1	-	-
Cond miel	Condensado del calentamiento de miel	-	-	0	-	-
Miel diluida	Miel diluida alimentada al fermentador	-	30	-	-	-
Agua dilución	Agua empleada en dilución de miel	101.3	28	-	13 700	Agua 100 %
Agua FF	Agua de enfriamiento de fermentación	-	27.7	-	-	-
Agua CF	Agua caliente de fermentación	101.3	29	-	38 160	Agua 100 %
CO2deg	CO ₂ recuperado del vino	-	33	-	-	-

Las reacciones químicas descritas en la literatura (5, 14-23) e insertadas en la simulación, (tabla 4) fueron: hidrólisis de la sacarosa en la etapa de dilución de la miel y la obtención de etanol y co-productos, en la etapa de fermentación.

Tabla 4. Reacciones químicas que ocurren en la etapa de fermentación

Módulo	Reacciones	Componente limitante	Conversión (%)	Fuente
Disolutor	$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \rightarrow 2 C_6H_{12}O_6$	$C_{12}H_{22}O_{11}$	90	(5)
Fermentador	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_2H_5OH$ (Etanol) + 2 CO ₂	$C_6H_{12}O_6$	95	(20)
	$0,5 C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow C_2H_4O_2$ (Ácido acético) + CO ₂ + 2 H ₂	$C_6H_{12}O_6$	1,19	(15, 23)
	$C_6H_{12}O_6 + 2 H_2 \rightarrow 2 C_3H_8O_3$ (Glicerol)	$C_6H_{12}O_6$	2,67	(15, 23)
	$5 C_6H_{12}O_6 \rightarrow 4 C_5H_{11}OH$ (Alcohol isoamílico) + 10 CO ₂ + 6 H ₂ O	$C_6H_{12}O_6$	$3,1 \cdot 10^{-4}$	(23)
	$C_6H_{12}O_6 + 2 CO_2 \rightarrow 2 C_4H_6O_4$ (Ácido succínico) + O ₂	$C_6H_{12}O_6$	0,6	(16, 20)
	$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow C_6H_{14}O_6$ (Sorbitol) + 0,5 O ₂	$C_6H_{12}O_6$	1	(22)
	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2 C_3H_6O_3$ (Ácido láctico)	$C_6H_{12}O_6$	0,5	(22)
	$2 C_6H_{12}O_6 \rightarrow 0,1 C_3H_8O$ (1-Propanol) + 0,2 C ₄ H ₁₀ O (Isobutanol) + 1,38 C ₅ H ₁₂ O (1-Pentanol) + 4 CO ₂ + 2,32 H ₂ O	$C_6H_{12}O_6$	8	(22)
	$C_2H_5OH + 0,5 O_2 \rightarrow C_2H_4O$ (Acetaldehído) + H ₂ O	C_2H_5OH	0,01	(22)

El modelo de simulación obtenido se muestra en la figura 1.

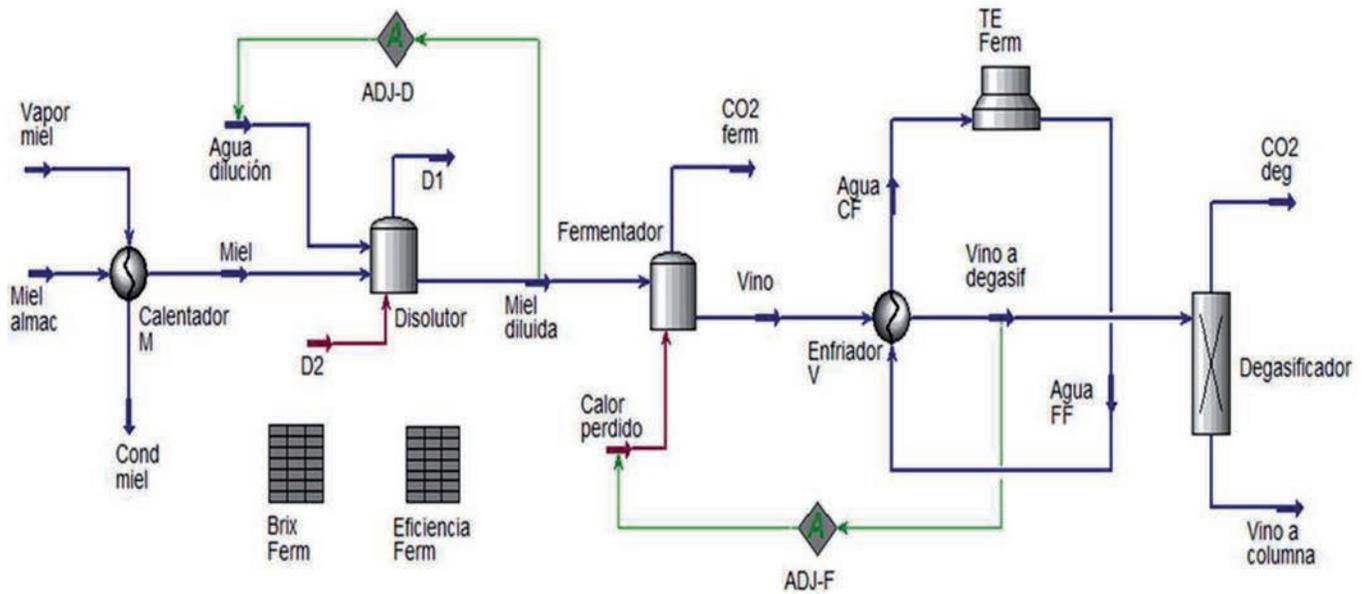


Figura 1. Modelo de simulación de la fermentación alcohólica.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Validación del modelo de simulación

Los resultados de la simulación del proceso de fermentación alcohólica y su comparación con los datos reales de la planta se muestran en la tabla 5.

Tabla 5. Comparación de los resultados de la simulación de la fermentación alcohólica

Parámetros	Planta real	Aspen Hysys	Error relativo (%)
Brix de la miel final (%)	85	85	0.00
Densidad de la miel (kg/m ³)	1 440	1 472	2.22
Flujo másico de vapor de calentamiento (kg/h)	40	39.85	0.37
Flujo másico de agua de dilución (kg/h)	13 452	13 700	1.84
Flujo másico de miel diluida (kg/h)	16 452	16 700	1.51
Brix de la miel diluida (%)	15.5	15.55	0.32
Densidad de la miel diluida (kg/m ³)	1 060	1 056	0.38
Temperatura del vino sin enfriamiento (°C)	36	36.23	0.64
Flujo másico de vino a columna (kg/h)	15 912	15 910	0.01
Brix del vino a columna (%)	6.5	6.49	0.15
Densidad del vino a columna (kg/m ³)	1 020	1 010	0.98
Grado alcohólico del vino a columna (% vol)	6.11	6.14	0.49
Temperatura del vino a columna (°C)	33.5	33.0	1.49
Eficiencia en fermentación (%)	93	93.47	0.51

A partir de esta comparación se concluye que el modelo de simulación obtenido queda validado con un error relativo menor al 2.5 %, el error máximo relativo de 2.22 %, el promedio de 1.84 % y el mínimo 0.01 %. Aunque no son variables medidas en la fábrica; se obtuvo además que la dextrosa no consumida por la levadura fue de 4.3 %, similar al valor de 4 % reportado por Bonomi *et al.* (19), y que el etanol perdido por arrastre en la corriente CO₂ fue de 1.7 %, ligeramente superior a lo planteado por Domenech *et al.* (24) de 0.93-1.41 %.

Casos de estudios

Influencia del aumento del flujo de miel alimentada sobre variables del proceso

Con el objetivo de analizar la influencia que tiene el flujo de miel alimentada a la destilería, sobre algunas variables importantes del proceso, se realizó un estudio de caso apoyado en el modelo de simulación validado del proceso de fermentación. Se tomó como intervalo de la variable dependiente, un flujo másico de miel alimentada entre 2 000 y 4 000 kg/h, con un paso de 500 kg/h. En la tabla 6 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 6. Resultados del caso de estudio

Parámetros	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3	Escenario 4	Escenario 5
Variable independiente					
Flujo másico de miel almacenada (kg/h)	2 000	2 500	3 000	3 500	4 000
Variables dependientes					
Flujo másico de vapor para calentamiento de miel (kg/h)	26.57	33.21	39.85	46.49	53.13
Flujo volumétrico de vino (m ³ /h)	11.42	13.16	15.78	18.40	21.02
Fracción volumétrica de etanol en vino	0.0567	0.0614	0.0614	0.0615	0.0615
Flujo volumétrico de CO ₂ generado (m ³ /h)	310.2	387.1	462.7	537.0	612.0

La figura 2 muestra la influencia del flujo de miel sobre el consumo de vapor de calentamiento en el calentador de miel, donde se observa una relación lineal directa. Aunque se incrementa el flujo de miel en un 16 %, el flujo de vapor de calentamiento no alcanza el máximo de 55 kg/h que es posible suministrar.

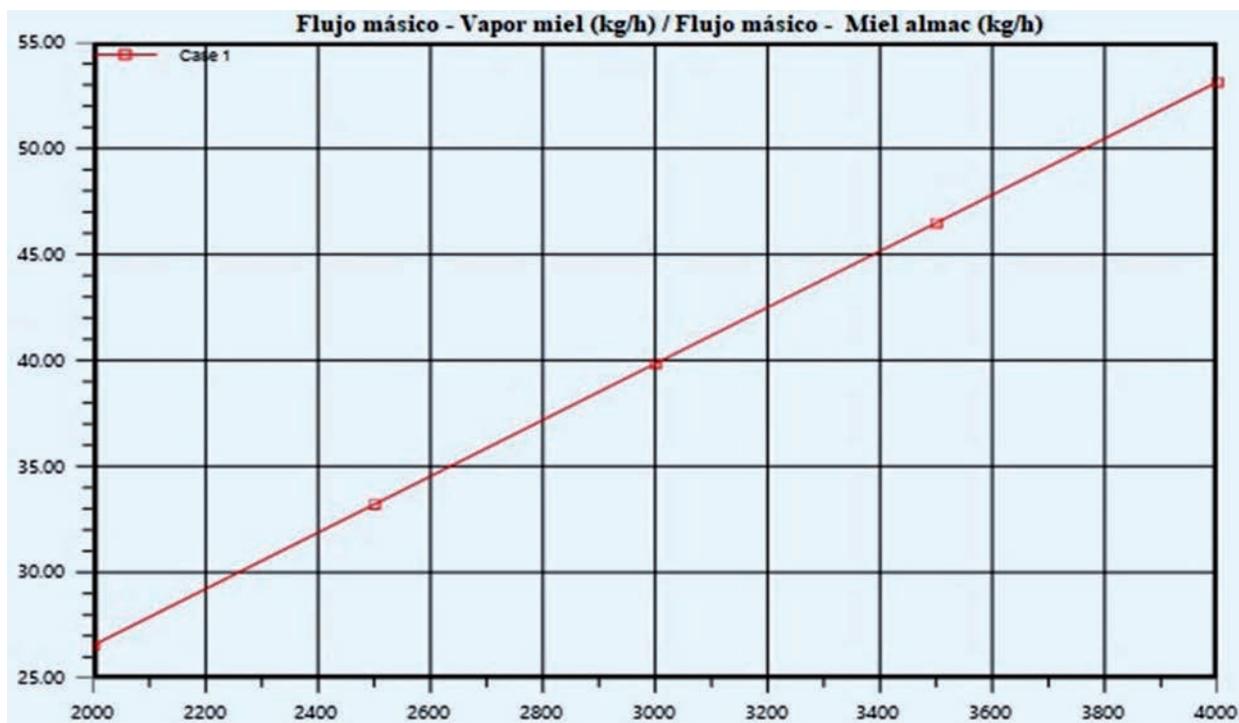


Figura 2. Influencia del flujo de miel sobre el flujo de vapor de calentamiento de miel.

En la figura 3 se observa que la influencia del flujo másico de miel sobre el flujo volumétrico de vino producido no es constante en todo el intervalo estudiado. Se aprecia una relación directa con cambios de pendientes, donde el efecto del cambio es mayor, a mayores valores de flujo de miel.

Aunque la capacidad de procesamiento de flujo de miel alimentada que admite el área de fermentación es de 4 000 kg/h, en este caso es necesario tener en cuenta la capacidad de la columna destiladora que, si sobrepasa los 15.6 m³/h, ocurrirían pérdidas de etanol en las vinazas, por lo que el flujo de miel alimentada no debe exceder los 3 000 kg/h.

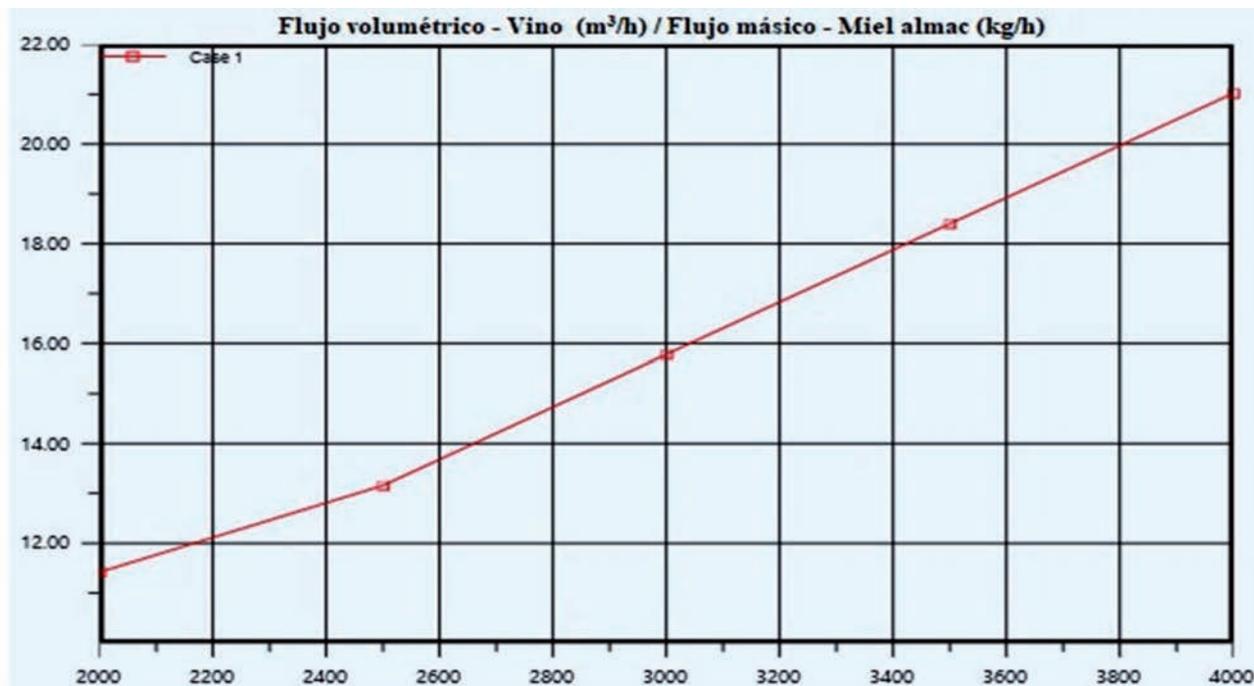


Figura 3. Influencia del flujo de miel sobre el flujo de vino

Por otra parte, si se analiza la influencia del flujo de miel en la fracción volumétrica de etanol en vino, se puede determinar que una disminución del consumo de miel en más del 6 % entre los 2 000 y 2 500 kg/h, provoca una disminución del grado alcohólico del vino en 0.4 % vol.; sin embargo, con un aumento del flujo de miel en más de 16 %, el incremento de la fracción volumétrica de etanol en el vino obtenido es despreciable (figura 4). Por consiguiente, para aumentar el grado alcohólico con un flujo de miel superior a los 3 000 kg/h, se debe tener una concentración superior de azúcares reductores totales.

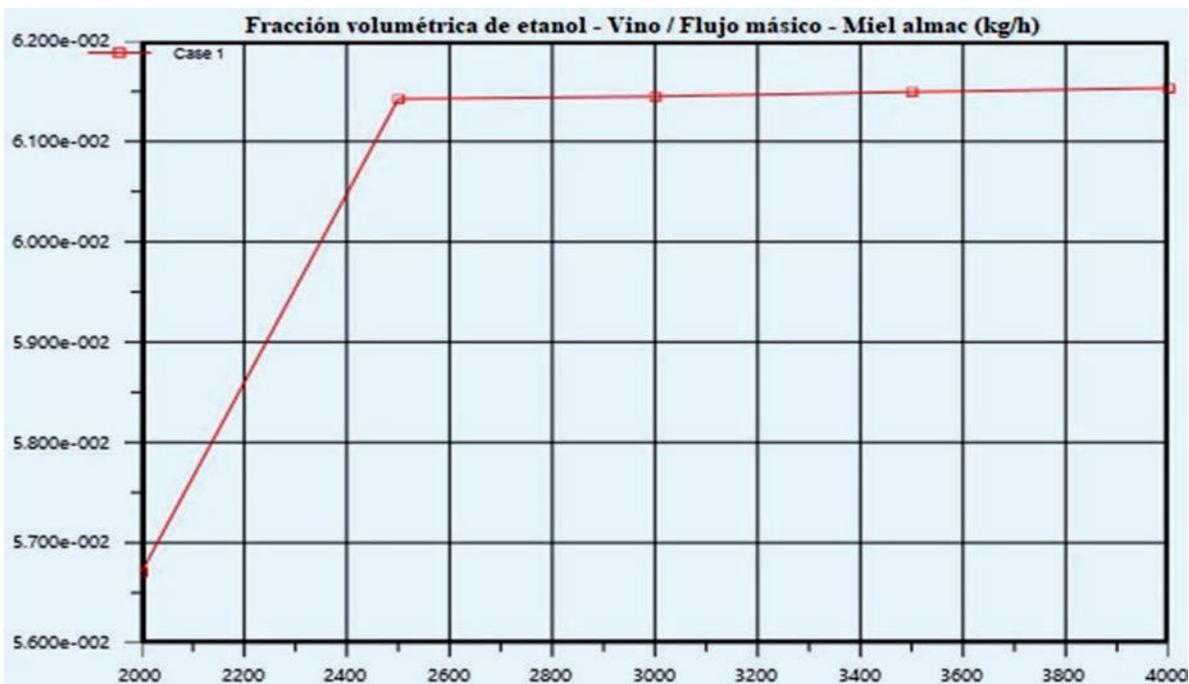


Figura 4. Influencia del flujo de miel sobre la fracción volumétrica de etanol en el vino.

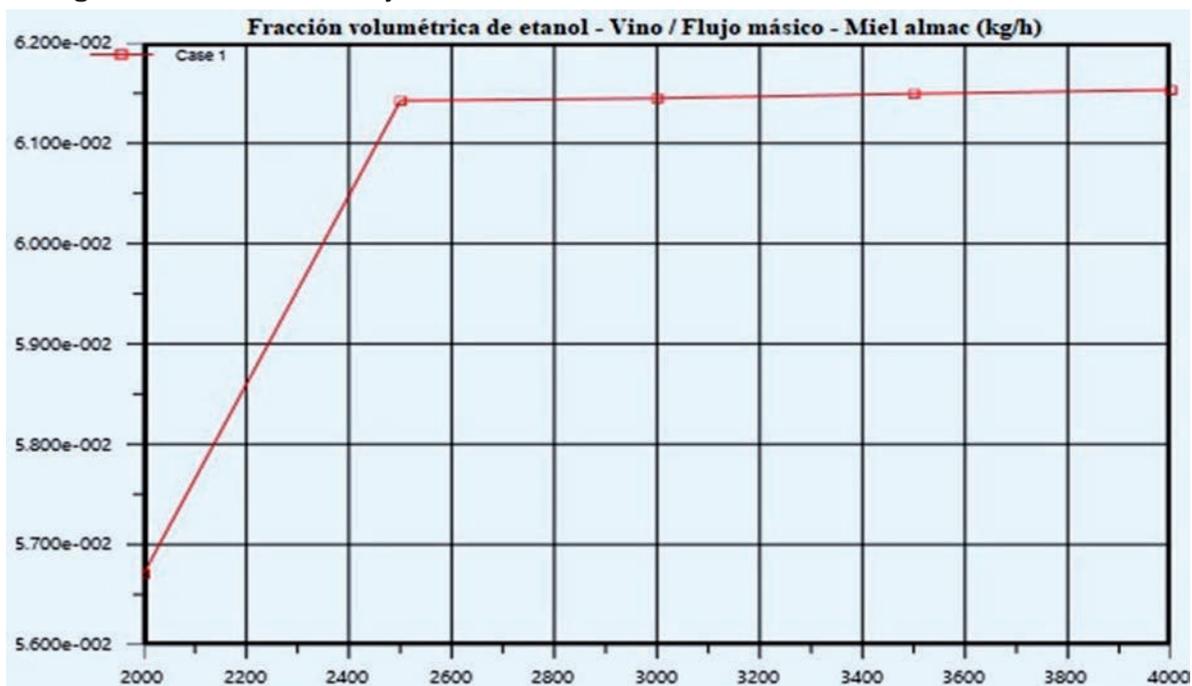


Figura 5. Influencia del flujo de miel sobre el flujo de CO₂ generado.

En la figura 5 se puede observar una relación lineal directa entre el flujo másico de miel y el flujo volumétrico de dióxido de carbono generado en fermentación. Actualmente, en esta planta no se

realiza la recuperación de CO_2 ; por lo que, de contar con esta tecnología, se recuperarían entre 460-610 m^3/h ; que, a un precio de 60.50 USD/t, considerando 100 días de operación, representaría una ganancia adicional entre 116 601.48-136 034.98 USD/año.

Sustitución de la materia prima

Atendiendo al resultado del caso de estudio anterior, en el que se concluía que para aumentar el grado alcohólico con un flujo de miel superior a los 3 000 kg/h, se debe tener una concentración superior de azúcares reductores totales, se preparó un caso de estudio cambiando la materia prima, por una miel con mayor contenido de reductores totales.

Los resultados obtenidos de la evaluación de la sustitución de la miel final por una miel B ($\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$: 31,4 %, $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$: 30.1 %, cenizas: 10.05 % e impurezas: 15.98 %) se presentan en la tabla 7.

Tabla 7. Resultados de la sustitución de la materia prima

Parámetros	Miel final	Miel B	Diferencia
Flujo másico de miel (kg/h)	3 000	2 900	- 100
Brix de la miel (%)	85	88	+ 3
Densidad de la miel (kg/m^3)	1 472	1 536	+ 64
Flujo másico de vapor de calentamiento (kg/h)	39.85	37.11	- 2.74
Flujo másico de agua de dilución (kg/h)	13 700	13 860	+160
Flujo másico de miel diluida (kg/h)	16 700	16 760	+ 60
Brix de la miel diluida (%)	15.55	15.48	- 0.07
Densidad de la miel diluida (kg/m^3)	1 056	1 058	+ 2
Flujo másico de vino a columna (kg/h)	15 910	15 910	0
Brix del vino a columna (%)	6.49	5.83	- 0.66
Densidad del vino a columna (kg/m^3)	1 010	1 009	- 1
Grado alcohólico del vino a columna (% vol)	6.14	6.53	+ 0.39
Temperatura del vino a columna ($^{\circ}\text{C}$)	33.0	33.0	0
Flujo volumétrico de dióxido de carbono (m^3/h)	462.1	494.2	+ 32.1

Los resultados de la sustitución de la materia prima muestran que disminuye el consumo de miel en 100 kg/h, lo que representa una reducción del índice de consumo de 8 kg de miel/hL de aguardiente producido, equivalente a un ahorro de 25 197.6 USD/año considerando un precio de miel de 104.99 USD/t.

Además, el consumo de agua de dilución aumenta en 160 kg/h y el grado alcohólico del vino en 0.39, debido a la mayor concentración de azúcares reductores totales, lo que incide en un incremento de 32.1 kg/h del CO_2 generado.

Por otra parte, con este aumento de la concentración de etanol en el vino, al mantener la misma producción de aguardiente en la columna destiladora de 1 104 kg/h a 75.5 °GL (25) es posible predecir una reducción aproximada en el flujo volumétrico de vino a procesar en la columna entre un 5-6 %, que implicaría una disminución del flujo volumétrico de vinazas concentradas, entre un 25-30 %, así como de vapor de calentamiento entre 6-7 % y del consumo de crudo entre 1-1.3 %.

CONCLUSIONES

1. La simulación del proceso de fermentación alcohólica de una ronera cubana se desarrolló en el simulador Aspen Hysys v10.0. Se verificó que el modelo de simulación representa ade-

cuadramente el sistema, ya que en comparación con los datos reales de la planta, los errores relativos son menores que 2.5 %.

2. Se realizó un caso de estudio donde se determinó que existe una relación lineal directa entre el flujo de miel alimentada y el flujo de vapor de calentamiento, así como con los flujos volumétricos de vino y de CO₂ generado. En el caso del grado alcohólico del vino, este decrece si disminuye el flujo de miel, mientras que si aumenta, el grado alcohólico no muestra variación considerable.
3. Al evaluar la sustitución de la materia prima empleada en la actualidad por una miel de mayor calidad, se reduce el consumo de miel en 100 kg/h y aumenta el grado alcohólico del vino en 0.39, lo que implica una reducción del flujo volumétrico del vino a procesar en la columna entre un 5-6 %, del consumo de vapor entre 6-7 % y del crudo entre 1-1.3 %.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Esfahanian, M.; Nikzad, M.; Najafpour, G.; Ghoreyshi, A.A. Modeling and optimization of ethanol fermentation using *Saccharomyces cerevisiae*: Response surface methodology and artificial neural network. *Chemical Industry and Chemical Engineering Quarterly/CICEQ*. 2013;19(2):241-52.
2. Pérez, O.; Gozá, O. Jiménez O. Producción de alcohol por vía fermentativa. Monografía. La Habana, Cuba: CUJAE; 2003. p. 46.
3. López LE, Zumalacárregui L, Pérez O. Análisis de componentes principales aplicado a la fermentación alcohólica. *Revista Científica de la UCSA*. 2019;6(2):11-9.
4. Ranjan S. *Process modeling and simulation for chemical engineers*. USA: John Wiley & Sons; 2017. 356 p.
5. Amin R, Hossain S, Sarker M. Simulation of ethanol production by fermentation of molasses. *Journal of Engineering (JOE)*. 2013;1(4):69-73.
6. Hemptinne JC. *Select thermodynamic models for process simulation*. Paris, France: Editions Technip; 2012. 414 p.
7. Gmehling J, Kolbe B, Kleiber M, Rarey J. *Chemical thermodynamics for process simulation*. Weinheim, Germany: Wiley-VCH; 2012. 744 p.
8. Hill D, Justice FC. Understand thermodynamics to improve process simulations. *Chemical Engineering Progress*. 2011:20-5.
9. Satyro MA. Thermodynamics and the simulation engineer. *Chemical Product and Process Modeling*. 2008;3(1):1-41.
10. Rein P. *Ingeniería de la caña de azúcar*. Berlin: Verlag Dr. Albert Bartens KG; 2012. 850 p.
11. Otero MA. *Las mieles finales de caña. Composición, propiedades y usos*. Monografía. La Habana, Cuba: ICIDCA; 1997. p. 148.
12. Poling BE, Thomson GH, Friend DG, Rowley RL, Wilding WV. *Physical and chemical data. Perry's chemical engineers' handbook*. 8 ed: McGraw-Hill; 2008. p. 1-517.
13. Haydary J. *Chemical process design and simulation: Aspen Plus and Aspen Hysys applications*. First ed. American Institute of Chemical Engineers I, editor. USA: John Wiley & Sons, Inc.; 2019. 418 p.
14. Silva PA, Maciel R, Posada J. Mass and heat integration in ethanol production mills for enhanced process efficiency and exergy-based renewability performance. *Processes*. 2019;7(10):35.
15. Rodríguez R. *Otimização do processo de produção de etanol de segunda geração em um sistema integrado à primeira geração [Tese de Doutorado apresentada como parte dos requisitos*

- necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia Química]. Rio de Janeiro, Brasil: Universidade Federal do Rio de Janeiro; 2019.
16. Michailos SE, Webb C. Biorefinery approach for ethanol production from bagasse. *Bioethanol production from food crops*: Elsevier; 2019. p. 319-42.
 17. Longati AA, Lino ARA, Giordano RC, Furlan FF, Cruz AJG. Biogas production from anaerobic digestion of vinasse in sugarcane biorefinery: A techno-economic and environmental analysis. *Waste and Biomass Valorization*. 2019;1-19.
 18. Oliveira CM, Pavão LV, Ravagnani MA, Cruz AJ, Costa CB. Process integration of a multiperiod sugarcane biorefinery. *Appl Energy*. 2017;213:520–39.
 19. Bonomi A, Cavalett O, Pereira M, Lima M. Virtual biorefinery. An optimization strategy for renewable carbon valorization. London: Springer; 2016. 319 p.
 20. Aspen Plus bioethanol from corn stover model. USA; 2011.
 21. Walter A, Ensinas AV. Combined production of second-generation biofuels and electricity from sugarcane residues. *Energy*. 2010;35:874-9.
 22. Ramírez CX. Simulación del proceso de producción dual bioetanol combustible-azúcar [Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de Magister en Ingeniería Química]. Bucaramanga, Colombia: Universidad Industrial de Santander; 2009.
 23. Dias M, Ensinas AV, Nebra SA, Maciel R, Rossella C, Wolf MR. Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process. *Chemical Engineering Research and Design*. 2009;87:1206–16.
 24. Domenech F, Lorenzo Y, Lorenzo M, Esquivel L. Diagnóstico preliminar de las emisiones gaseosas en la industria de los derivados de la caña de azúcar. *ICIDCA*. 2011;45(3):30-7.
 25. Cruz A, Pérez O, Zumalacárregui L, Pérez JL. Simulación en Aspen Hysys v10.0 de los procesos de destilación de aguardiente y concentración de vinazas. *ICIDCA*. 2019;53(3):45-55.