

Análisis de la sección de destilación de una destilería de aguardiente de caña aplicando un simulador comercial

Analysis of the distillation section of a distillery of cane spirit applying a commercial simulator

Lauzurique Guerra Yoney¹, °Pérez Ones Osney¹, Zumalacárregui de Cárdenas Lourdes¹, Rodríguez Cabrera Zuanchyt¹

¹ *Universidad Tecnológica de La Habana, Facultad de Ingeniería Química, “José Antonio Echeverría”. Departamento de Ingeniería Química. Grupo de Análisis de Procesos. CUJAE. Av. 114 N. 11901 e/ Ciclovía y Rotonda. Marianao. La Habana, Cuba. Tel. 53-7-266-3208, Fax 53-7-267-2964. °osney@quimica.cujae.edu.cu*

Rec.: 24.07.2018. Acept.: 01.12.2018
Publicado el 30 de diciembre de 2018

Resumen

El trabajo presenta una solución de los balances de masa y energía para el sistema integrado por la columna destiladora de aguardiente de caña, el sistema calentavinos-condensadores, la torre de enfriamiento y el generador de vapor, para una destilería de aguardiente de caña cubana. El proceso se modeló en el simulador comercial HYSYS v3.2 y los resultados para el sistema calentavinos – condensadores se compararon con los balances realizados manualmente utilizando el diagrama de entalpía – composición para el sistema etanol – agua, representativo del equilibrio líquido vapor a 101,3 kPa, con el fin de verificar la validez del modelo de simulación. Los resultados difieren en menos del 5% por lo que el modelo reproduce el comportamiento del sistema. Con el modelo de simulación se analizó la influencia de la variación del flujo másico de batición y de la temperatura del vino a la salida del calentavinos sobre el flujo y composición del aguardiente producido, proponiendo como mejores condiciones de operación el trabajo al mayor flujo de batición posible (40 000 kg/h) y calentando el vino hasta 90 °C en el calentavinos. Se verificó el desempeño del generador de vapor que alimenta a la columna de destilación, comprobando la posibilidad de recuperación del 19% de la energía calorífica que se cede actualmente con los gases de combustión.

Palabras clave: aguardiente, condensador, destilación, generadores de vapor.

Abstract

The present work offers a solution of mass and energy balances for a Cuban distillery, for a system formed by a rum column distillation, wine heater-condensers, a cooling tower and a boiler. The process was modeling in commercial simulator HYSYS v3.2 and the results were compared with an enthalpy diagram - composition for the ethanol - water system, representative of the vapor-liquid equilibrium at 101.3 kPa in order to verify the kindness of the simulation model. Results differs less than 5%, so the model reproduce the process behavior. Using the simulation model, mass flow and outlet wine's temperature influence on the spirit mass and its composition were analyzed. The best operating conditions were selected as 40 000 kg/h of feed stream and 90 °C at the outlet wine's heater. The behavior of the boiler that feed the distillation column was checked. Recovering 19% of the combustion gasses' heat is possible.

Keywords: boiler, condenser, distillation, spirit.

Introducción

El espeso líquido marrón (melaza) que queda luego de la extracción del azúcar de caña puede destilarse para producir una estimulante bebida alcohólica, universalmente conocida por ron (Cardona *et al.*, 2005; Fernández, 2016; Oliveira *et al.*, 2016). Al hablar del ron cubano, no existe duda alguna de la obligación de remitirse al aguardiente procedente de la caña de azúcar, que definitivamente es quien le da su identidad insustituible. Mediante el proceso de destilación continua, se extraen los componentes volátiles del vino fermentado a través del intercambio de calor y masa en cada uno de los platos, empleando como fuerza motriz el vapor proveniente del generador de vapor (Pérez *et al.*, 2010; Blanco, 2011).

Con la crisis en el sector energético en la década del 70, se desarrollaron estudios con la finalidad de encontrar alternativas para aumentar la eficiencia de los procesos de destilación, que hoy continúan siendo de interés tanto en el ámbito industrial como en el universitario (Pérez *et al.*, 2011; Duro y Morilla, 2016). Cuba no está ajena a este interés.

La destilería que se analizó cuenta con un sistema para la producción de aguardiente de caña con una capacidad de 65 000 L/d, en el cual la zona de agotamiento está construida de acero inoxidable y el resto de los equipos principales de cobre. El calentavinos con que se contaba en la destilería no garantizaba una temperatura superior a 56 °C producto de su capacidad, incrustación y la existencia de múltiples salideros por los tubos. Estos salideros no podían eliminarse ya que se habían colocado taponos de acero al carbono que, al ser soldados al acero inoxidable con electrodos, formaron óxidos que no permitían nuevas soldaduras. Esto trajo afectaciones continuas a la calidad y al volumen de producción, ya que existía presencia de batición en el producto. Esta batición lo inhabilitaba para su añejamiento y comercialización por imprimirle color amarillo, olor y sabor putrefacto.

Para suplir los problemas existentes se buscaron alternativas, ya que elevar la calidad de la producción de aguardiente era imprescindible para mantener la estable y alta calidad físico-química y sensorial de los rones “Havana Club”. Una alternativa consistió en instalar en la columna destiladora de aguardiente los condensadores que se encontraban en una columna rectificadora en desuso, lo que conllevó a modificaciones en el proceso. Buscar otras condiciones de operación que permitieran incrementar la cantidad del aguardiente producido resultó un interés de investigación.

Por consiguiente, el objetivo de este trabajo

fue analizar la influencia del flujo de batición al calentavinos y de la temperatura del vino a la salida del calentavinos en el flujo másico de aguardiente y de los vapores alcohólicos producidos, así como en la composición del aguardiente.

Materiales y métodos

Balances de materiales y energía en el sistema de condensadores

Para llevar a cabo los balances de masa y energía en el sistema de condensadores del tope de la columna de destilación se utilizaron las ecuaciones (1)-(4).

$$Q_{abs}=m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (1)$$

$$Q_{abs}=-Q_{ced} \quad (2)$$

$$q = - \frac{Q_{ced}}{\text{vapores}} \quad (3)$$

$$H_s=H_e+q \quad (4)$$

Donde:

Q_{abs} : calor absorbido (kJ/h)

m : flujo de la batición (kg/h)

C_p : capacidad calorífica específica de la batición (kJ/kg°C)

ΔT : variación de temperatura (°C)

Q_{ced} : calor cedido (kJ/h)

q : relación entre el calor cedido y el flujo de vapor de entrada al condensador (kJ/kg)

vapores: flujo de vapor de entrada al condensador (kg/h)

H_e, s : entalpía de entrada y salida respectivamente (kJ/kg)

A partir del conocimiento de las propiedades físicas de la alimentación se utilizó el siguiente procedimiento: Se determinó el calor absorbido mediante la ecuación (1), que es igual al calor cedido (2) si se consideran las pérdidas de calor despreciables. Posteriormente se calculó q mediante la ecuación (3). En el diagrama entalpía-composición para el sistema etanol-agua (Green y Perry, 2008), se halló H_e . Conocida H_e , se calculó H_s mediante la ecuación (4) y en el mismo diagrama, con el porcentaje en peso (% en peso) de los vapores de entrada y H_s se pudo conocer el porcentaje de líquido o de condensado a la salida del condensador. Con la línea de amarre (“tie-line”) de ese punto, al cortar las curvas del vapor y el líquido saturado se obtuvo la fracción másica a la salida de la fase vapor y la fase líquida en porcentaje en peso (Rodríguez, 2012).

En el Cuadro 1 se reportan los flujos de las

Cuadro 1. Datos de la columna de destilación

Variable (kg/h)	Valor
Batición (F)	40 800
Vapor alcohólico (Va)	5 958
Destilado (D)	1 825
Reflujo (R)	4 133
Vinaza (W)	40 670
Vapor (V)	5 828

corrientes asociadas a la columna de destilación requeridos para la realización de los balances de energía en el sistema. El cálculo manual se hizo con el objetivo de verificar el modelo de simulación, que se presenta a continuación:

Simulación en HYSYS

Para analizar la influencia de algunas variables de operación sobre el flujo de aguardiente y su calidad, se realizó la simulación del proceso de producción de aguardiente en el simulador HYSYS v3.2, que tiene como requerimientos básicos para su instalación: sistema operativo Windows 2000/XP, procesador mínimo Pentium II 400 MHz, memoria RAM mínimo 128 MB y espacio libre en disco mínimo 200 MB (HYSYS, 2003).

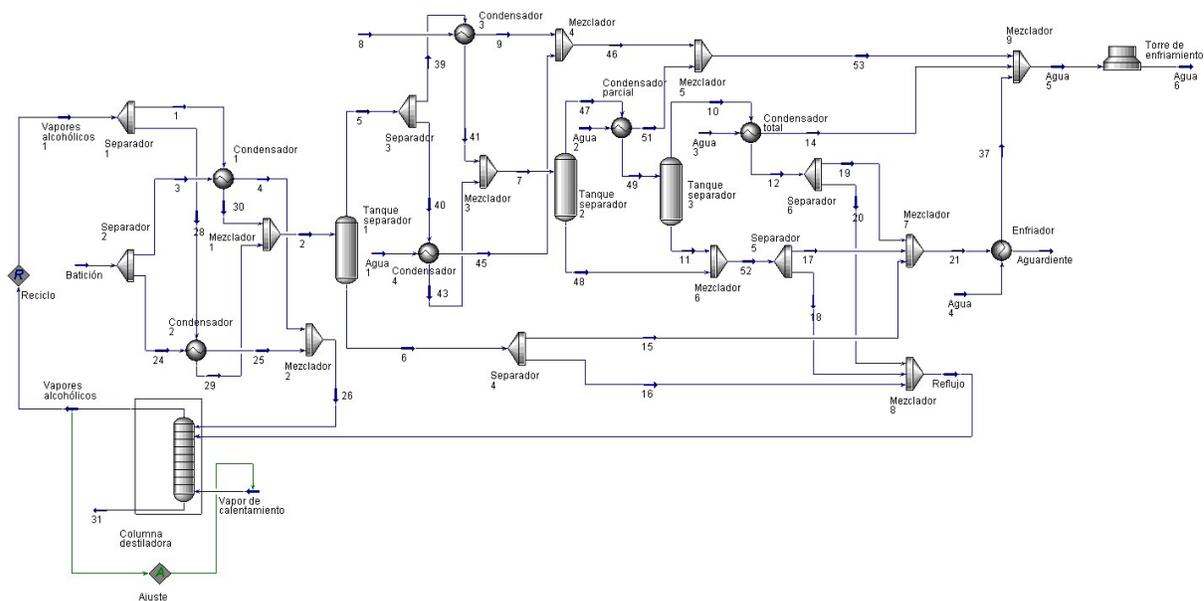
Se empleó una mezcla de etanol-agua como fluido de trabajo. Para la descripción del comportamiento de

la fase de vapor se utilizó el paquete de propiedades IDEAL y para la descripción de la no idealidad de la fase líquida, acorde a la literatura (Marquini *et al.*, 2007) se seleccionó el modelo de actividad de composición local NRTL, sugerido para equilibrios entre el agua y sustancias orgánicas y es el más recomendado para este tipo de sistema en específico.

En la Figura 1 se muestra el diagrama de flujo para la simulación. Se puede observar en este esquema la columna de destilación de aguardiente, el calentavinos (conformado por dos intercambiadores en paralelo; condensador 1 y 2), el condensador primario (dos intercambiadores en paralelo; condensador 3 y 4), el condensador parcial, el condensador total, un enfriador de aguardiente, la torre de enfriamiento, además de otros equipos como los separadores, los cuales muestran la cantidad de vapor sin condensar y a su vez el flujo másico de condensado que se obtiene.

Una vez simulado el esquema de destilación en las condiciones actuales de operación y evaluado el margen de error que introduce esta, se abordaron dos casos de estudio para analizar la influencia del flujo de batición al calentavinos sobre el flujo másico de aguardiente y de la temperatura del vino a la salida del calentavinos sobre el flujo másico y composición del aguardiente y el flujo de los vapores alcohólicos producidos. Los intervalos de flujo y temperatura analizados son de mayor frecuencia de trabajo.

Caso de estudio 1: Cambiar el flujo másico de batición de 30 000 hasta 40 000 kg/h. En este primer caso de estudio se analizó cómo influye la variación del



flujo másico de batición alimentado al calentavinos (variable independiente) con un incremento de 2 000 kg/h, en el flujo másico de aguardiente producido (variable dependiente) y en la fracción másica de etanol (variable dependiente).

Caso de estudio 2: Cambiar la temperatura del vino a la salida del calentavinos (corriente 4) de 70 hasta 90 °C. En este segundo caso de estudio se analizó cómo influye la variación de la temperatura de salida del vino en el calentavinos (variable independiente) con un incremento de 4 °C, sobre el flujo másico de los vapores alcohólicos (corriente vapores alcohólicos) (variable dependiente), el flujo de aguardiente producido (variable dependiente) y la composición de etanol en el aguardiente (variable dependiente). La temperatura máxima está determinada por la temperatura de ebullición de la batición (95 °C).

Balances de materiales y energía en el generador de vapor

El vapor suministrado a la sección de destilación proviene del área de generación de vapor. Para verificar el desempeño del generador de vapor se evaluó su eficiencia térmica por el método indirecto, según la ecuación (14) y para ello se utilizaron las ecuaciones (5)-(13).

Según, Pérez (2007), para un índice de Bacharach igual a 2, el porcentaje de pérdidas por incombustión mecánica ($P_{im}(\%)$) es igual a 0,2%. Por otra parte, B, utilizado en la ecuación (8), es un coeficiente que depende del combustible y se calcula a partir de la ecuación (9). Además, para calderas de petróleo las pérdidas por residuos se consideran despreciables.

Los porcentajes de recuperación sobre la base del combustible quemado y de la pérdida de energía por calor sensible se determinaron a partir de las ecuaciones (16) y (17) respectivamente.

$$\alpha = \frac{21}{(1+B)CO_2} \quad (5)$$

$$VCI = (81 * C + 246 * H - 26 * (O + S) - 6 * W) * 4,186 \quad (6)$$

$$P_{cs}(\%) = \frac{K * (Tg - Ta)}{CO_2 + CO} \quad (7)$$

$$CO(\%) = \frac{(21 - B * CO_2) - (CO_2 + O_2)\%}{0,605 + B} \quad (8)$$

$$B = 2,85 * \frac{H - 0,126 * O + 0,04 * N}{C + 0,375 * S} \quad (9)$$

$$P_{iq}(\%) = \frac{n_{co}VC_{co}}{M_c VCI} * 100 \quad (10)$$

$$P_{me}(\%) = \sqrt{\frac{100}{M_{vmáx}} * A} \quad (11)$$

$$P_p(\%) = \frac{P * (h_p - h_i)}{M_c * VCI} \quad (12)$$

$$P = \frac{m * D * ppm(a)}{ppm(p) - ppm(a)} \quad (13)$$

$$n_b = 100 - (P_{cs}(\%) + P_{iq}(\%) + P_{me}(\%) + P_p(\%)) \quad (14)$$

$$PED = \sum n_i * C_{pi} * (Tg - Tr) \quad (15)$$

$$rec_1(\%) = \frac{PED}{M_c * VCI} * 100 \quad (16)$$

$$rec_2(\%) = \frac{PED}{Q_1} * 100 \quad (17)$$

Donde:

α : coeficiente de exceso del aire

VCI: valor calórico inferior (kJ/kg)

W: humedad (% en peso)

CO (%): porcentaje de CO en los gases de combustión

$P_{cs}(\%)$: porcentaje de pérdidas por calor sensible

$P_{iq}(\%)$: porcentaje de pérdidas por incombustión química

$P_{me}(\%)$: porcentaje de pérdidas por transferencia de calor al medio exterior

$P_p(\%)$: porcentaje de pérdidas por la purga

P: flujo de purga (kg/h)

η_b : eficiencia térmica del generador de vapor (%)

PED: potencial energético disponible (kJ/h)

n_i : flujo molar de cada especie (kmol/h)

C_{pi} : capacidad caloríficas medias molares de gases ideales (kJ/kmol.K)

$rec_1(\%)$: Recuperación sobre la base de combustible quemado (%)

$rec_2(\%)$: Recuperación sobre la base de la pérdida de energía por calor sensible (%)

Q_1 : energía que toman los gases, del calor liberado por el combustible en la combustión

Los datos necesarios para la realización de los balances se presentan en el Cuadro 2.

El flujo molar de los gases de combustión, así como la temperatura de rocío ácido de los gases de combustión se calcularon a partir del balance de masa en el generador de vapor.

Cuadro 2. Datos relacionados con la generación de vapor

Variable	Valor
Composición del combustible, peso (%)	
C	85,60
H	11,40
S	3,00
Masa de combustible (Mc) (kg/h)	1200,00
Temperatura de entrada del combustible (°C)	88,00
Temperatura de los gases a la salida del generador (Tg) (°C)	240,00
Temperatura del aire (Ta) (°C)	30,00
Humedad másica del aire (Y _A) (kg H ₂ O/kg aire)	0,02
Producción máxima de vapor (Mvmáx) (kg/h)	17000,00
Producción de vapor (D) a 0,9 MPa y 180 °C (kg/h)	14000,00
Fracción de agua de reposición (m)	1,00
Análisis promedio del agua de alimentación (ppm(a)) (ppm)	387,00
Análisis promedio del agua del interior de la caldera (ppm(p)) (ppm)	3411,00
Análisis Orsat de los gases de combustión	
CO ₂ (%)	12,20
O ₂ (%)	4,10

Resultados y discusión

A través del diagrama entalpía-composición para el sistema etanol-agua (Green y Perry, 2008) y aplicando el procedimiento manual descrito anteriormente se obtuvieron los resultados de los

balances de materiales y energía para el sistema de condensadores de tope que se presentan en los Cuadros 3, 4 y 5, que incluyen los equipos calentavinos, condensador primario, condensador parcial y condensador total.

Cuadro 3. Condiciones de operación en el calentavinos

Variable	Valor
Presión de operación de los condensadores 1y 2 (kPa)	101,30
Temperatura de entrada de los vapores alcohólicos (°C)	93,70
Fracción másica de etanol en vapores alcohólicos (adimensional)	0,52
Porcentaje de pérdidas de calor (%)	0,00
Temperatura del vino a la entrada (°C)	34,00
Temperatura del vino a la salida (°C)	80,00
Entalpía del vino a la entrada (kJ/kg)	1 838,60
Entalpía del vino a la salida (kJ/kg)	603,75
Porcentaje de líquido (%)	70-75
Fracción másica del líquido (adimensional)	0,43
Fracción másica del vapor (adimensional)	0,75
Flujo másico de condensado (kg/h)	4 051,44
Flujo másico de vapor (kg/h)	1 906,56

Cuadro 4. Condiciones de operación en el condensador primario

Variable	Valor
Presión de operación de los condensadores 3 y 4 (kPa)	101,30
Flujo másico de vapores alcohólicos a condensar (kg/h)	1906,56
Temperatura de entrada de los vapores alcohólicos (°C)	83,06
Fracción másica de etanol en vapores alcohólicos (adimensional)	0,75
Porcentaje de pérdidas de calor (%)	0,00
Temperatura del agua de enfriamiento a la entrada (°C)	32,00
Temperatura del agua de enfriamiento a la salida (°C)	78,00
Flujo másico de agua de enfriamiento (kg/h)	6000,00
Entalpía del agua de enfriamiento a la entrada (kJ/kg)	1466,27
Entalpía del agua de enfriamiento a la salida (kJ/kg)	858,81
Porcentaje de líquido (%)	46,00
Fracción másica del líquido (adimensional)	0,66
Fracción másica del vapor (adimensional)	0,83
Flujo másico de condensado (kg/h)	877,01
Flujo másico de vapor (kg/h)	1029,54

Cuadro 5. Condiciones de operación en los condensadores parcial y total

Variable	Condensador parcial	Condensador total
Presión de operación del condensador (kPa)	101,30	101,30
Flujo másico de vapores alcohólicos a condensar (kg/h)	1029,54	25,74
Temperatura de entrada de los vapores alcohólicos (°C)	80,17	78,78
Fracción másica de etanol en vapores alcohólicos (adimensional)	0,83	0,88
Porcentaje de pérdidas de calor (%)	0,00	0,00
Temperatura del agua de enfriamiento a la entrada (°C)	32,00	32,00
Temperatura del agua de enfriamiento a la salida (°C)	76,00	52,00
Flujo másico de agua de enfriamiento (kg/h)	6000,00	320,00
Entalpía del agua de enfriamiento a la entrada (kJ/kg)	1338,26	1268,44
Entalpía del agua de enfriamiento a la salida (kJ/kg)	264,86	227,57
Porcentaje de líquido (%)	97,50	100,00
Fracción másica del líquido (adimensional)	0,82	-
Fracción másica del vapor (adimensional)	0,88	-
Flujo másico de condensado (kg/h)	1003,80	-
Flujo másico de vapor	25,74	-

Cuadro 6. Comparación entre los parámetros de operación calculados manualmente y mediante la simulación del sistema

Parámetro	HYSYS	Manual	Error relativo (%)
Flujo másico de vapor a la salida del calentavinos (kg/h)	1884,20	1906,60	1,20
Flujo másico de vapor a la salida del condensador primario (kg/h)	1024,40	1029,50	0,50
Flujo másico de condensado en el condensador primario (kg/h)	859,80	877,00	2,00
Flujo másico de vapor a la salida del condensador parcial (kg/h)	24,60	25,70	4,50
Flujo másico de condensado en el condensador parcial (kg/h)	999,80	1003,80	0,40
Flujo másico de condensado en el condensador total (kg/h)	24,60	25,71	4,50
		Promedio	2,20
Fracción másica de etanol en el vapor de salida del calentavinos	0,74	0,75	1,20
Fracción másica de etanol en el vapor de salida del condensador primario	0,81	0,83	1,92
Fracción másica de etanol en el vapor de salida del condensador parcial	0,87	0,88	0,91
Fracción másica de etanol en el líquido a la salida del condensador parcial	0,81	0,82	0,85
Fracción másica de etanol en el vapor de salida del condensador total	0,86	0,88	0,91
		Promedio	1,16
Temperatura del condensado a la salida del calentavinos (°C)	83,37	83,06	0,37
Temperatura del condensado a la salida del condensador primario (°C)	80,29	80,17	0,15
Temperatura del condensado a la salida del condensador parcial (°C)	78,89	78,89	0,00
Temperatura del condensado a la salida del condensador total (°C)	78,45	78,40	0,06
		Promedio	0,15

En el Cuadro 6 se presenta la comparación de los principales resultados obtenidos con el simulador HYSYS y los cálculos manuales realizados, así como el error relativo (%) para cada parámetro. La comparación de los resultados obtenidos, demuestra la posibilidad de la utilización del esquema de simulación realizado para el análisis de alternativas en el proceso, puesto que los valores arrojados por este simulador son similares a los obtenidos por los cálculos manuales desarrollados, siendo el error relativo promedio menor de un 5%.

En el Cuadro 7 se reflejan los resultados del caso de estudio 1. Se puede apreciar que al aumentar el flujo másico de batición en un 33% aproximadamente, se logra un aumento del flujo másico de aguardiente de

9,38%, lo cual resulta beneficioso, pues incrementa el volumen de producción. Este incremento no es lineal, siendo mayor a medida que el flujo de batición aumenta. Por otra parte, el aguardiente incrementa el contenido de etanol a medida que aumenta el flujo másico de batición. Por consiguiente, resulta conveniente trabajar al mayor valor posible del intervalo.

En el Cuadro 8 se refleja que cuando aumenta la temperatura del vino a la salida del calentavinos en un 29% aproximadamente, el flujo másico de vapores alcohólicos aumenta en un 18,1%. Esto es conveniente ya que la causa principal de la incrustación exagerada y en corto tiempo en los equipos de intercambio de calor es la alcoholización de la batición dentro de la columna

Cuadro 7. Variación del flujo másico de aguardiente y de su composición con el aumento en el flujo másico de batición (Caso de estudio 1)

Variables	Paso 1	Paso 2	Paso 3	Paso 4	Paso 5	Paso 6
Flujo másico de batición (kg/h)	30 000	32 000	34 000	36 000	38 000	40 000
Flujo másico de aguardiente (kg/h)	1 673	1 690	1 713	1 741	1 780	1 830
Fracción molar de etanol en el aguardiente	0,622	0,633	0,648	0,664	0,686	0,711

Cuadro 8. Variación del flujo másico de vapores alcohólicos, flujo y composición del aguardiente con la temperatura del vino a la salida del calentavinos (Caso de estudio 2)

Variables	Paso 1	Paso 2	Paso 3	Paso 4	Paso 5	Paso 6
Temperatura del vino a la salida del calentavinos (corriente 4) (°C)	70	74	78	82	86	90
Flujo másico de vapores alcohólicos (kg/h)	5,766	5,981	6,191	6,398	6,604	6,810
Flujo másico de aguardiente (kg/h)	1,835	1,844	1,852	1,859	1,866	1,872
Fracción másica de etanol en el aguardiente	0,719	0,721	0,722	0,722	0,723	0,724

destiladora y es por ello que resultará siempre favorable precalentar la batición antes de entrar a la columna hasta valores cercanos a su temperatura de ebullición, 95°C aproximadamente. Del cuadro 8 se aprecia que la producción de aguardiente aumenta en un 2% por esta modificación y que el aguardiente se enriquece

en su contenido de etanol a medida que la temperatura aumenta.

Por consiguiente, resulta adecuado proponer como condiciones de operación un flujo másico de batición de 40 000 kg/h y calentar el vino en el calentavinos hasta 90°C. Con estas condiciones, de acuerdo a la simulación

Cuadro 9. Balance de energía en el generador de vapor

Parámetro	Valor	Ecuación de cálculo o referencia
Valor calórico inferior del combustible (VCI) (kJ/kg)	40437,00	6
Entalpía del líquido saturado a 0.9 MPa (hp) (kJ/kg)	741,83	(Keenan, 1988)
Entalpía del agua de alimentación a 80 (hl) (kJ/kg)	334,91	(Keenan, 1988)
Calor de combustión del CO (V_{CO}) (kJ/kmol)	282989,40	(HYSYS, 2003)
Entalpía del vapor a 0.9 MPa y 180°C (h_v) (kJ/kg)	22785,50	(Keenan, 1988)
Temperatura de rocío ácido de los gases (Tr) (°C)	200,00	
Flujo molar de cada especie en los gases de combustión (kmol/h)		
CO ₂	84,62	
CO	0,97	
O ₂	28,44	
N ₂	579,64	
H ₂ O	8,19	
Coefficiente de exceso del aire (α)	1,25	5
Coefficiente B	0,37	9
Flujo de purga (kg/h)	1791,60	13
Pérdidas por calor sensible de los gases de combustión (%Pcs)	9,96	7
Pérdidas por incombustión química (%Piq)	0,56	10
Pérdidas por incombustión mecánica (%Pim)	0,20	(Pérez, 2007)
Pérdidas por transferencia de calor al medio exterior (%Pme)	2,91	11
Pérdidas por las purgas (%Pp)	1,51	12
Eficiencia (%)	84,86	14
Potencial energético disponible (PED) (kJ/h)	983014,00	15
Recuperación sobre la base de combustible quemado (% rec ₁) (%)	2,03	16
Recuperación sobre la base de la pérdida de energía por calor sensible (% rec ₂) (%)	19,05	17

realizada se obtendrían 1872 kg/h de aguardiente de fracción molar de etanol 0,7235. Se consumirían 5 828 kg/h de vapor en la columna destiladora y 24 340 kg/h de agua de enfriamiento en los condensadores.

El vapor que alimenta a la columna destiladora proviene del área de generación de vapor, principal consumidor de petróleo de la instalación. La evaluación del desempeño del generador de vapor permitió conocer si existen posibilidades de ahorro de este combustible. El resultado de la evaluación energética del generador de vapor se presenta en el Cuadro 9, donde se observa que las mayores pérdidas se producen por el calor sensible de los gases de combustión. Este valor depende de la temperatura de los gases de combustión y del coeficiente de exceso de aire (α). En calderas petroleras se recomienda que el exceso de aire no exceda el 20%; en este caso se aprecia un ligero incremento del valor, lo que puede ocasionar una disminución de la temperatura de llama necesitándose un mayor consumo de combustible y mayores temperaturas en los gases de combustión. Es por esto que se necesita mantener limpias las superficies de transferencia de calor y una correcta hermeticidad; además se recomienda controlar que no existan deflectores de gases defectuosos.

De acuerdo a los resultados obtenidos existe posibilidad de recuperación de energía, principalmente a partir de la utilización del calor sensible de los gases de combustión (983 014 kJ/h), con lo que se pudieran adicionar superficies recuperadoras para el calentamiento del combustible, del aire o del agua de alimentación. Esto permitiría recuperar hasta el 19,05% de la energía que hoy no se utiliza, lo que en términos de combustible no quemado representa 24,34 kg/h de combustible menos o sea un consumo 2,03% menor.

Conclusiones

Se obtuvo el esquema de simulación de la columna destiladora y el sistema calentavinos-condensadores utilizando el simulador comercial HYSYS 3.2, para su uso en el análisis de alternativas en el proceso. Se concluyó que el incremento del flujo másico de batición y de la temperatura del vino a la salida de la batición permite aumentar la producción de aguardiente, así como su contenido de etanol. Las mejores condiciones de trabajo se alcanzaron para el flujo de batición de 40 000 kg/h y una temperatura a la salida del calentavinos de 90 °C. Adicionalmente, la evaluación del sistema de generación de vapor arrojó que es posible la recuperación del 19% de la energía que se emite a la atmósfera como calor sensible de los gases de combustión.

Referencia Bibliográfica

- Blanco, J. 2011. Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva a nivel planta piloto para la producción de etanol anhidro. Proyecto de grado presentado como requisito parcial para optar al título de Magíster en Automatización Industrial. Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Colombia. Bogotá. Colombia. 65 p. Recuperado 15 de mayo de 2017, a partir: http://bdigital.unal.edu.co/5094/1/299977.2011_pte_1.pdf
- Cardona, C., Sánchez, O., Montoya, M., Quintero, JA. 2005. Simulación de los procesos de obtención de etanol a partir de caña de azúcar y maíz. *Scientia et Technica XI* (28): 187-192.
- Duro, C., Morilla, G. 2016. Modelado y simulación de columnas binarias de destilación con control de inventario. Recuperado 27 de julio de 2017, a partir: <http://www.dia.uned.es/~fmorilla/WebFMorillaJulio2013/Ultimaspublicaciones/2001CDMMSS2001.pdf>.
- Green, D., Perry, R. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Editorial McGraw Hill. 8va ed.
- Fernández, EH. 2016. *Tecnología de bebidas*. Vol 1. Bebidas alcohólicas. Coordinador Waldemar Gastoni Venturini Filho. Parte II. Bebidas destiladas Capítulo 22. Rum. Editorial Edgar Blucher. Sao Paulo. Brasil. Págs 317-329.
- HYSYS. 2003. Version 3.2 Hyprotech Ltd. Calgary, Canada.
- Keenan, J., Keyes, F., Hill, P., Moore, J. 1988. *Steam Tables*. Editorial Revolucionaria. Cuba. 156 p.
- Oliveira, T., Batista, F., Bernadate, M., Batista, J. 2016. Producción de aguardiente utilizando extracto de alfa ácidos del lúpulo en el control biocida del proceso fermentativo. *Centro Azúcar* 43(1): 18-24.
- Marquini, MF., Mariani, DC., Meirelles, AJA., dos Santos, OAA., Jorge, LMM. 2007. Simulação e análise de um sistema industrial de colunas de destilação de etanol. *Acta Sci. Technol.* 29(1): 23-28.
- Pérez, O. 2011. Modelación, simulación y análisis con fines energéticos de destilerías de etanol hidratado. Tesis presentada en opción al grado científico de doctor en ciencias técnicas. Facultad de Ingeniería Química. Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría. La Habana. Cuba. 247 p. Recuperado 20 de junio de 2017, a partir: <http://beduniv.reduniv.edu.cu/index.php?page=13&id=431&db=1>
- Pérez, O., Zumalacárregui, L., Gozá, O. 2010. Simplificaciones en el cálculo de columnas de

Lauzurique *et al.*, 2018

destilación alcohólica. *Información Tecnológica* 21(6): 103-112.

Pérez, Y. 2007. Manual para la gestión eficiente de la energía en la industria alimentaria. Viena: Editorial Federico Engels, pp 97-127.

Rodríguez, Z. 2012. Nuevo calentavinos para el sistema de producción de aguardiente. Tesis presentada en opción al título de ingeniera química. Facultad de Ingeniería Química. Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría. La Habana, Cuba. 99 p. Recuperado 5 de enero de 2017, a partir: http://tesis.cujae.edu.cu/bitstream/handle/123456789/3951/rodriguez_cabrera_zuanchyt.pdf?sequence=1&isAllowed=y