

INDICADORES DE DESEMPEÑO DE LA DESTILACIÓN DE BIOETANOL

PERFORMANCE INDICATORS OF BIOETHANOL DISTILLATION

NILSON MARRIAGA

Profesor Asistente, Escuela de Ingeniería Química, Universidad del Valle, marriaga@univalle.edu.co

Recibido para revisar junio 5 de 2008, aceptado febrero 6 de 2009, versión final febrero 12 de 2009

RESUMEN: El incremento en la demanda de biocombustibles obliga a acelerar la construcción de nuevas plantas y a implementar mejoras tecnológicas en el proceso por lo que el desarrollo de herramientas versátiles para la evaluación de alternativas se convierte en un incuestionable reto. Se estableció por medio de reglas heurísticas, análisis termodinámico y simulación por computador el consumo energético y los indicadores de desempeño que gobiernan la destilación de bioetanol, a partir de vino fermentado (etanol 8.5 % v/v), para varias capacidades de producción: 20, 60, 100 y 150 KLD (kilolitros/día) por medio del simulador de procesos Aspen PlusTM. Se encontró que la destilación demanda cerca del 30 % del calor que se obtendría por la combustión del alcohol carburante producido lo que obliga al uso de materias primas que generen suficiente biomasa para producir el vapor requerido. Se encontraron correlaciones que permiten establecer fácilmente los diámetros de las columnas de destilación en función de la capacidad de producción.

PALABRAS CLAVE: destilación etanol, columnas destilación, análisis exergético, biocombustibles.

ABSTRACT: The increasement of biofuels demand accelerates the construction of new production plants and technological improvements in the process so the development of versatile tools for evaluating alternatives becomes an undeniable challenge. It was established through heuristic rules, thermodynamic analysis and simulation computer the energy consumption and performance indicators that govern, from fermented mash (ethanol 8.5 % v/v), the distillation of various capacities for bioethanol production: 20, 60, 100 and 150 KLD (kiloliters / day) through Aspen PlusTM simulator. It was found that the distillation demand nearly 30% of heat that would be obtained by burning alcohol fuel produced thus it is necessary the use of raw materials that generate enough biomass to produce the steam required. In addition, correlations were found to allow for easy diameters of distillation columns in terms of production capacity.

KEYWORDS: ethanol distillation, distillation column, exergetic analysis, biofuels.

1. INTRODUCCIÓN

Debido al incremento en la demanda mundial de combustibles, a los exagerados precios del petróleo y a la creciente conciencia ambiental de la población, la alternativa de los biocombustibles ha adquirido mayor relevancia a pesar de la controversia generada por su cuestionada sostenibilidad [1, 2]. No obstante, se ha potenciado el consumo de bioetanol en el mundo especialmente en países como EEUU y Brasil [3], esto ha llevado a

los investigadores a explorar distintas opciones para la producción de etanol analizando distintas materias primas ricas en sacarosa, almidón o material lignocelulósico [4].

Hasta ahora en los países tropicales, la caña de azúcar representa la materia prima más apropiada para la producción de etanol principalmente por el grado de madurez de la

tecnología y por su probada capacidad de cogeneración de vapor y de electricidad [5-7].

En recientes años se ha adelantado un gran número de estudios para analizar el verdadero beneficio ambiental y energético del bioetanol de caña, sobre la base del ciclo de vida, con conclusiones divergentes producto de consideraciones iniciales discordantes [8, 9].

En la etapa de destilación del vino, si bien se han reportado esquemas de procesamiento [10, 11] y mejoras para plantas existentes [12], la información suministrada no permite establecer con certeza los consumos energéticos ni los indicadores de proceso porque no se reportan las consideraciones de diseño ni se tienen en cuenta los principales congéneres. Por otra parte, Collura y Luyben [13] estudiaron nueve esquemas de destilación y encontraron que la destilación convencional combinada con evaporación multiefecto representa una de las mejores alternativas (menor inversión de capital y bajo consumo energético) comparado con esquemas no convencionales de destilación (recompresión de vapor o destilación multipresión con recompresión). El propósito del presente estudio fue establecer el consumo energético y los principales indicadores de desempeño que gobiernan la destilación de bioetanol utilizando reglas heurísticas, análisis termodinámico y simulación por computador, para varias capacidades de producción incluyendo los principales congéneres.

2. METODOLOGÍA

Las actividades adelantadas y las consideraciones de diseño para cada equipo se exponen a continuación:

Herramientas: la simulación fue desarrollada en el simulador de procesos *Aspen Plus*TM. Para todas las columnas se utilizó el modelo riguroso *RadFrac* recomendado para operaciones de fraccionamiento vapor-líquido. La síntesis del diagrama de flujo se consiguió realizando análisis de sensibilidad para cada columna buscando disminuir el consumo energético. El número de etapas teóricas se dispuso en orden descendente desde la cima de cada columna.

Modelo termodinámico: para la fase líquida se utilizó el modelo NRTL que permite describir el equilibrio líquido-vapor de soluciones no ideales [14, 15]. Para la fase vapor se empleó el modelo

Hayden-O'Connell que tiene en consideración la solvatación de compuestos polares y la dimerización en esta fase, como ocurre con mezclas que contienen ácidos carboxílicos [16].

Composición del alimento: el contenido de etanol y de ácido acético (acidez volátil) en el vino se fijó de acuerdo con datos típicos de producción suministrados por una destilería local (8.5 % v/v y 2,500 ppm, respectivamente). Si bien el vino es una mezcla compleja [17] el contenido de congéneres en éste (tabla 1) se fijó ajustando la simulación conforme a la norma NTC-620:1997 que regula el máximo contenido de impurezas para alcohol rectificado.

Tabla 1. Composición del vino
Table 1. Fermented mash composition

Componente	Fracción másica
Etanol	0.06989
Agua	0.92626
Acido acético	0.00250
Acetaldehído	1.1e-06
Propanol	4.8e-05
Alcohol isoamilico	9.8e-05
Metanol	9.9e-06
Glicerol	9.9e-03
CO ₂	0.00024

Columna despojadora (C-100): el máximo contenido de etanol en la vinaza se fijó en 0.1% másico por medio de una especificación de diseño. La temperatura del alimento se fijó con base en un análisis térmico (desviación de entalpía) por medio de la herramienta *column targeting thermal analysis* y realizando integración energética con la corriente de vinaza. Este último paso se realizó buscando minimizar el consumo de vapor de calderas o vapor de escape en la etapa de evaporación de vinaza.

Columna desgasificadora (C-110): se optó por una columna con condensador parcial para recobrar el etanol arrastrado desde C-100 y liberar el CO₂. La relación de reflujo y la presión de operación se fijaron de tal manera que la temperatura en el condensador no fuera inferior a 54 °C para permitir el uso de agua de enfriamiento, manteniendo

además un factor de separación de 99 % para el CO₂.

Columna de aceites fusel (C-120): Se optó por una columna de despojamiento con vapor indirecto para extraer estos aceites (propanol y alcohol isoamílico). La extracción se estableció en las etapas donde se presentó la mayor concentración de estos compuestos. El etanol y el agua arrastrados por esta corriente se separaron por decantación y se retornaron a la columna. Por contar con múltiples entradas, las etapas de alimentación se definieron por medio de un análisis simultáneo del perfil de concentraciones y un análisis térmico (déficit de entalpía) por medio de la herramienta *column targeting analysis*.

Debido a dificultades en la resolución se utilizó el algoritmo de convergencia para sistemas altamente no ideales y se fijó el máximo número de iteraciones en 200. El máximo contenido de etanol en la flemaza se fijó en 0.4% másico por medio de una especificación de diseño.

Columna rectificadora (C-130): se fijó la relación másica de reflujo en 2.8 para garantizar la composición del destilado en el punto azeotrópico. La presión de operación se fijó de tal manera que la temperatura en el condensador no fuera inferior a 54 °C para permitir el uso de agua de enfriamiento.

Se incluyó una caída de presión estimada de 2 psi para las columnas C-100, C-120 y C-130; para la C-110 se introdujo una caída de presión de 1 psi.

Evaporadores de vinaza (E-100, E-110): la presión de operación del primer efecto coincide con la presión en el fondo de C-100; mientras que la del segundo efecto se fijó en 16.7 psia con el fin de mantener una diferencia de temperaturas de 10 °C entre los evaporadores.

Otros: la temperatura en el vino se fijó en 32 °C y se consideró un contenido de CO₂ disuelto producto de la fermentación. Asimismo, se asumió que el contenido de sólidos suspendidos en el vino es despreciable bien sea por el uso de levadura floculante o por el uso de centrifugas.

Las temperaturas consideradas para la entrada y salida del agua de enfriamiento fueron 30°C y 45°C respectivamente. Las condiciones para el vapor consumido se fijaron en 34.7 psia y 126 °C. Los resultados más relevantes como consumo de agua de enfriamiento, consumo de vapor, factor de recobro global, etc., se exportaron a una hoja de cálculo con el fin de facilitar el análisis de los resultados.

El diámetro de las columnas se estableció por medio de la herramienta *Tray Sizing*, fijando el espaciamiento entre platos en 30.48 cm, relación de área perforada a área activa en 0.12, factor de inundación en 0.8, área mínima del bajante en 0.1, factor de espuma en 1.0 [18]. Para C-100 el factor de espuma se fijó en 0.75 tomando en consideración la tendencia del vino a formar espuma.

La cabeza diferencial para las bombas de procesos se fijó en 30 psi tomando en consideración las cabezas de altura y la caída de presión en las válvulas de control. Para las bombas de agua de enfriamiento la cabeza diferencial se fijó en 60 psi. Para el consumo eléctrico en general se incluyó un factor de diseño de 20 %.

Una vez ajustado el caso base (100 KLD) se modificó el flujo de vino, manteniendo todos los parámetros de la simulación constantes, y se consiguieron los resultados para las distintas capacidades.

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

El diagrama de flujo final se esquematiza en la figura 1 junto con la tabla de balances (tabla 2). La columna despojadora (C-100) separa el etanol del vino por medio de vapor directo; con la columna desgasificadora (C-110) se eliminan los gases disueltos, principalmente CO₂. Finalmente se rectifica el alcohol a través de las columnas de *fusel* (C-120) y rectificadora (C-130) que podrían eventualmente unirse en una sola torre. Las características de las columnas diseñadas se resumen en la tabla 3.

Columna C-100: el número de etapas teóricas se fijó con base en el establecimiento de perfiles suaves de temperatura y de composición del etanol en la fase vapor (figura 2).

Utilizando vapor directo para la separación del etanol del vino se reduce la cantidad de vinaza producida y se increm-

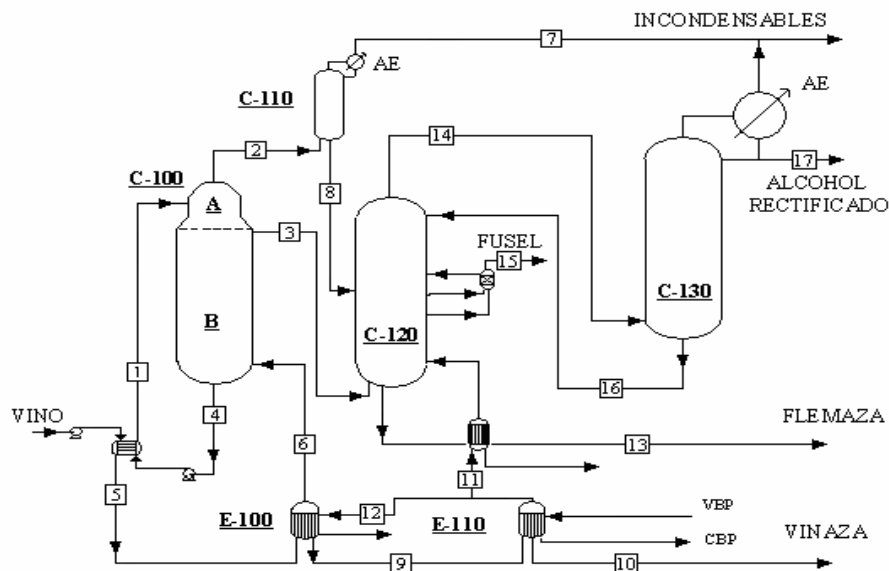


Figura 1. Diagrama de flujo para la obtención de alcohol rectificado (VBP: vapor de baja presión; AE: agua de enfriamiento; CBP: condensados de baja presión)

Figure 1. Rectified alcohol flowsheet

Tabla 2. Características de las corrientes
Table 2. Stream characteristics

Corrientes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Temp., °C	50.1	81.1	82.4	94.4	78.6	94.4	54	71.8	94.5	103.7	103.7	103.7	86.4	63.8	55.4	63.8	56.9
Presión, psia	10.5	10	10.4	12	12	12	9	10	27	16.7	16.7	16.7	12	8	10	8	6
Flujo, kg/hr	48,800	579	5,910	50,401	50,401	8,014	26	553	42,386	31,244	1,604	9,539	2,918	12,671	7	9,156	3,515
Frac. másica																	
Etanol	0.069	0.507	0.518	0	0	0.002	0.499	0.507	0	0	0	0	0.004	0.903	0	0.888	0.943
Agua	0.927	0.469	0.48	0.996	0.996	0.998	0.051	0.489	0.996	0.995	0.999	0.999	0.996	0.096	0	0.111	0.057
CO ₂	245 ppm	0.021	9 ppm	0	0	0	0.448	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Acido acético	0.003	218 ppm	224 ppm	0.002	0.002	0.001	0	0	0.003	0.004	0.001	0.001	0	0	0.003	0	0
Acetaldehído	1 ppm	60 ppm	0	0	0	0	0.001	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Propanol	48 ppm	0.001	338 ppm	0	0	0	89 ppm	0.001	0	0	0	0	0	0.001	0.323	0.001	0
A. Isoamílico	98 ppm	0.002	0.001	0	0	0	3 ppm	0.002	0	0	0	0	0	0	0.67	0	0
Metanol	10 ppm	44 ppm	54 ppm	0	0	0	135 ppm	0	0	0	0	0	0	0	0.004	0	0
Glicerol	0.001	0	0	0.001	0.001	0	0	0	0.001	0.002	0	0	0	0	0	0	0

enta la concentración final de este efluente lo que favorecería su posterior tratamiento [19].

Este esquema posibilita la producción de vapor de agua, a partir de la vinaza, por medio de evaporadores multiefecto aportando economía en el consumo de vapor de calderas o de vapor de escape.

Por la cima de C-100 se fijó una purga para liberar los incondensables y una salida lateral de vapor rico en etanol. Se seleccionó la etapa 4 para extraer esta corriente buscando disminuir el arrastre de CO₂ hacia la C-120 (figura 3). Debido

a esto el diseño de la columna presenta dos diámetros distintos (C-100 A/B).

Columna C-110: se fijaron 4 etapas para lograr una mínima concentración de CO₂ en la corriente de fondos. Aunque son cálculos teóricos, se advierte un flujo importante de sustancias al ambiente que podrían eventualmente alcanzar concentraciones nocivas como acetaldehído: 29 gr/h y metanol 4 gr/h (para el caso base: 100 KLD). Sin embargo deberán adelantarse estudios más rigurosos para establecer con certeza la descarga real de estas sustancias.

Tabla 3. Características de las columnas

Table 3. Column characteristics

COLUMNA	DESCRIPCIÓN
C-100A	3 etapas Alimento (etapa 1) Temperatura, °C (cima): 81 Presión, psia (cima): 10
C-100B (Despojadora)	15 etapas Salida lateral (etapa 1) Temperatura, °C (fondo): 94 Presión, psia (fondo): 12
C-110 (Desgasificadora)	4 etapas Alimento (etapa 4) Relación de reflujo = 29-39 Temperatura, °C (cima-fondo): 54-72 Presión, psia (cima-fondo): 9-10
C-120 (Aceites fusel)	14 etapas Alimentos liq. (etapas 1 y 9) Alimento vap. (etapa 12) Temperatura, °C (cima-fondo): 64-86 Presión, psia (cima-fondo): 8-9
C-130 (Rectificadora)	16 etapas Alimento (etapa 6) Relación de reflujo = 2.8 Temperatura, °C (cima-fondo): 57-64 Presión, psia (cima-fondo): 6-8

Columna C-120: Conforme al comportamiento del perfil de concentración de los aceites *fusel* en la fase líquida, representados en la simulación por propanol y alcohol isoamílico acorde con datos reportados en la literatura [20], fueron seleccionadas las etapas 7 y 10 para su descarga (figura 4). De esta manera se extrajo el 99.9 % del alcohol isoamílico y el 99.2% del propanol que ingresó al proceso.

De acuerdo con el perfil de déficit de entalpía, que representa el mínimo requerimiento de calentamiento o enfriamiento en el intervalo de temperatura de separación [21-23], se fijaron las etapas 1 y 9 para los alimentos líquidos (fondo de C-110 y retorno del separador de *fusel*) y la etapa 12 para el alimento del vapor proveniente de C-100B.

De esta manera se redujeron las pérdidas exergéticas al interior de la columna a valores mínimos (figura 5) comparado con la carga térmica del rehervidor (1,000 kJ/seg).

Alcohol rectificado: las características del alcohol obtenido en las simulaciones se resumen en la tabla 4. Se destaca que los resultados se ajustan a la norma NTC-620:1997 que regula la composición (v/v) del alcohol rectificado en Colombia dando cumplimiento a la principal base de diseño.

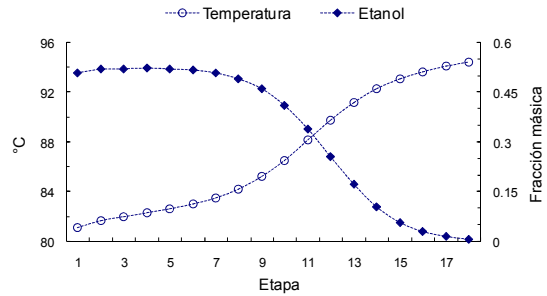


Figura 2. Perfiles en la columna C-100
Figure 2. C-100 column profiles

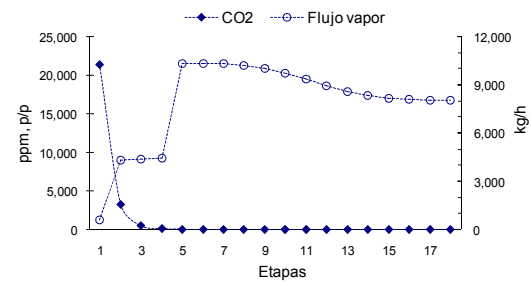


Figura 3. Comportamiento de concentración de CO₂ y de flujo de vapor en C-100
Figure 3. CO₂ concentration and vapour flow inside C-100

Hasta ahora, en los estudios reportados se ignoró el cumplimiento de la regulación vigente que aplicaría en cada caso [10-13].

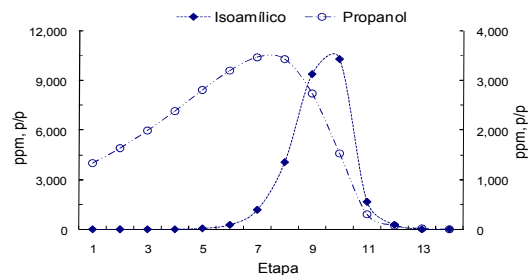


Figura 4. Concentración de aceites *fusel* en C-120
Figure 4. *Fusel* oils concentration in C-120

Indicadores de desempeño: se encontró que el comportamiento de los indicadores es independiente de la capacidad de producción. En la tabla 5 se resume los indicadores tomando como base la capacidad de producción de alcohol anhidro en kilolitros por día (KLD). Se destaca un alto factor de recobro (flujo de etanol

en la corriente rectificada/flujo de etanol en el vino) con valores superiores a 98.4 %.

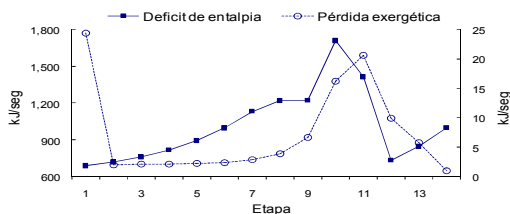


Figura 5. Irreversibilidades en C-120 (100 KLD)

Figure 5. C-120 irreversibilities (100 KLD)

Tabla 4. Características del alcohol rectificado

Table 4. Rectified alcohol characteristics

COMPUESTO	NTC-620	SIMULACIONES
Etolanol	0.95	0.954
Ac. acético	20 ppm	trazas
Acetaldehído	10 ppm	5-6 ppm
Propanol	NA	1-7 ppm
Alc. isoamílico	5 ppm	trazas
Metanol	100 ppm	68-93 ppm

Consumo de vapor: considerando el poder calorífico neto del alcohol anhidro (26,790 kJ/kg) y el calor suministrado al proceso, se advierte que el proceso de destilación es intensivo en el consumo de calor demandando cerca del 30 % del calor que se obtendría por la combustión del alcohol anhidro. Aquí radica la ventaja del uso de materias primas que produzcan suficiente biomasa para generar el vapor requerido [5-7].

Navarro et al [24] reportan un consumo de calor de 2,700 kcal/lit (11,307 kJ/lit) lo que representa un consumo mayor en 70 % al reportado en la tabla 5, sin embargo la comparación debe hacerse con reservas por cuanto se desconoce los detalles de ese diseño. Los mismos autores confirmaron la factibilidad técnica de recircular vinaza (hasta un 60 %) sin efectos inhibitorios en la fermentación.

Con esta consideración el consumo de calor para el diseño que se propone disminuye hasta 5,565 kJ/lit (26 % del calor obtenido por combustión) y la producción de vinaza se reduce a 0.4 lit/lit alcohol anhidro lo que representaría un beneficio económico y ambiental.

Sin embargo, la concentración de sulfato de potasio en la vinaza causaría incrustaciones severas en los evaporadores [25] lo que limitaría el porcentaje de recirculación de vinaza a niveles inferiores.

Tabla 5. Indicadores de desempeño

Table 5. Performance indicators

INDICADOR	VALOR
Vino, kg/h por KLD	483 ± 3
Fusel, kg/d por KLD	1.7 ± 0.6
Calor suministrado, kJ/lit	6,390 ± 33
Vinaza diluida/alcohol anhidro, lit / lit	12.0 ± 0.1
Vinaza conc/alcohol anhidro, lit / lit	7.4 ± 0.1
Factor de recobro	0.988 ± 0.004
Vapor, kg/h por KLD	121.4 ± 0.6
Agua enfriamiento, gpm por KLD	10.6 ± 0.1
Potencia, kW por KLD	0.97 ± 0.1
Calor destilación/calor combustión	29.6 % ± 0.1

Integración energética: si se utiliza deshidratación con tamices moleculares (zeolita 3A) se puede obtener etanol anhidro como vapor sobrecalentado a 156-166 °C [26]. Esto permitiría aprovechar el calor de condensación de esta corriente (785 kJ/kg) como fuente de calor para el rehervidor de C-120. Sin embargo, debido a que el alimento al tamiz molecular debe suministrarse como vapor con un sobrecalentamiento cercano a 50 °C, el requerimiento de calor para esta acción sería superior en 54 % al calor obtenido por la condensación del etanol.

Consumo de agua: considerando el alto calor de reacción, 382.9 kJ/kg glucosa [27] y que la temperatura en la fermentación debe ser inferior a 35 °C para evitar la reducción en la viabilidad de la levadura y mejorar el rendimiento en la producción [28, 29] la demanda de agua de enfriamiento podría suplirse completamente con el agua que se utilice para controlar la temperatura en la fermentación.

Diámetro de columnas: finalmente, se estableció el comportamiento del diámetro de las columnas en función de la capacidad de producción de alcohol anhidro (figura 6).

La estimación de estos diámetros resulta útil con el uso de las siguientes ecuaciones.

C-100 A:

$$D = 38.4930 + 1.3245 \times F - 0.0012 \times F^2 \quad (1)$$

C-100B & C-120

$$D = 52.5680 + 1.7841 \times F - 0.0038 \times F^2 \quad (2)$$

C-110:

$$D = 14.2070 + 0.5020 \times F - 0.0012 \times F^2 \quad (3)$$

C-130:

$$D = 56.5250 + 1.9029 \times F - 0.0040 \times F^2 \quad (4)$$

Donde D representa el diámetro (cm) y F la capacidad de la planta en KLD de alcohol carburante. Los resultados expuestos se convierten en un punto de partida para plantear diseños que permitan mejorar, en lo posible, los indicadores de desempeño encontrados en este estudio.

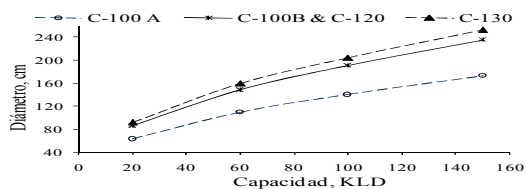


Figura 6. Estimativos para el diámetro de las columnas

Figure 6. Column diameters estimates

4. CONCLUSIONES

Se estableció un diagrama de flujo para la destilación de bioetanol, implementando reglas heurísticas y análisis exergético por medio del simulador Aspen PlusTM. Se derivaron indicadores de desempeño y correlaciones para la estimación de diámetros de las columnas lo que permitiría en lo sucesivo realizar cálculos preliminares, estimativos de inversión para nuevas destilerías y análisis del ciclo de vida de manera expedita.

REFERENCIAS

[1] GOLDEMBERG J., TEIXEIRA S. and GUARDABASSI P. The sustainability of ethanol production from sugarcane. *Energy Policy* 36 (2008) 2086-2097.

[2] MACEDO IC., SEABRA JEA and SILVA JEAR. Green house gases emissions in the production and use of ethanol from sugarcane in Brazil: The 2005/2006 averages and a prediction for 2020. *Biomass and bioenergy* 32 (2008) 582-595.

[3] WALTER A., ROSILLO-CALLE F., DOLZAN P., PIACENTE E., and BORGES DA CUNHA K. Perspectives on fuel ethanol consumption and trade. *Biomass and bioenergy* 32 (2008) 730-748.

[4] SÁNCHEZ O.J., and CARDONA C.A. Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks. *Bioresource technology* 99 (2008) 5270-5295.

[5] BOTHA T., and BLOTTNITZ H. A comparison of the environmental benefits of bagasse-derived electricity and fuel ethanol on a life-cycle basis. *Energy policy* 34 (2006) 2654-2661.

[6] CARDONA C.A., and SÁNCHEZ O.J. Fuel ethanol production: process design trends and integration opportunities. *Bioresource technology* 98 (2007) 2415-2457.

[7] QUINTERO J.A., MONTOYA M.I., SÁNCHEZ O.J., GIRALDO O.H., and CARDONA C.A. Fuel ethanol production from sugarcane and corn: comparative analysis for a Colombian case. *Energy* 33 (2008) 385-399.

[8] BLOTTNITZ H., and CURRAN M.A. A review of assessments conducted on bio-ethanol as a transportation fuel from a net energy, greenhouse gas, and environmental life cycle perspective. *Journal of cleaner production* 15 (2007) 607-619.

[9] NGUYEN T.L., and GHEEWALA S.H. Fuel ethanol from cane molasses in Thailand: environmental and cost performance. *Energy policy* 36 (2008) 1589-1599.

[10] CARDONA C.A., and SÁNCHEZ O.J. Energy consumption analysis of integrated flowsheets for production of fuel ethanol from lignocellulosic biomass. *Energy* 31 (2006) 2447-2459.

[11] XIAO-PING J., FANG W., SHU-GUANG X., XIN-SUN T., and FANG-YU H. Minimum energy consumption process synthesis for energy saving. *Resources, conservation and recycling* 52 (2008) 1000-1005.

[12] RAVAGNANI M.A.S.S., RIGHETTO A.R., and MARQUINI M.F. Improving energetic performance and water usage in an industrial ethanol distillery. *Process safety and environmental protection*. Vol 85 (2007) B6 526-532.

- [13] COLLURA M.A., and LUYBEN W.L. Energy-saving distillation designs in ethanol production. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1988, 27, 1686-1696.
- [14] WOLF M., and BRITO R. Evaluation of the dynamic behavior of an extractive distillation column for dehydration of aqueous ethanol mixtures. *Computers chem. engng* Vol. 19, suppl., pp. S405-S408, 1995.
- [15] FAÚNDEZ C., and VALDERRAMA J. Phase equilibrium modeling in binary mixtures found in wine and must distillation. *Journal of food engineering* 65 (2004) 577-583.
- [16] ASPEN physical property system 11.1. Physical property methods and models. Aspen technology inc. (2001) 92-93.
- [17] HANKO V.P., and ROHRER J.S. Determination of carbohydrates, sugar alcohols, and glycols in cell cultures and fermentation broths using high-performance anion-exchange chromatography with pulsed amperometric detection. *Analytical biochemistry* 283, 192-199 (2000).
- [18] LUDWIG E. Applied process design for chemical and petrochemical plants. 3rd ed. Butterworth-Heinemann. 1997. Vol. 2. cap 8. part 3.
- [19] PARNAUDEAU V., CONDOM N., OLIVER R., CAZEVIEILLE P., and RECOUS S. Vinasse organic matter quality and mineralization potential, as influenced by raw material, fermentation and concentration processes. *Bioresource technology* 99 (2008) 1553-1562.
- [20] FERREIRA L., KAMINSKI M., MAWSON A. J., CLELAND D. J., and WHITE S. D. Development of a new tool for the selection of pervaporation membranes for the separation of fusel oils from ethanol/water mixtures. *Journal of membrane science.* 182 (2001) 215-226.
- [21] SANTANU B., RANJAN K.M., and UDAY V.S. Temperature-enthalpy curve for energy targeting of distillation columns. *Computers chem. Engng.* Vol. 22, No. 12, pp, 1713-1744, 1998.
- [22] FICARELLA A., and LAFORGIA D. Energy conservation in alcohol distillery with the application of pinch technology. *Energy conversion & management* 40 (1999) 1495-1514.
- [23] SUPHANIT B., BISCHERT A., and NARATARUKSA. Exergy loss analysis of heat transfer across the wall of the dividing-wall distillation column. *Energy* 32 (2007) 2121-2134.
- [24] NAVARRO A.R., SEPÚLVEDA M. DEL S., and RUBIO M.C. Bioconcentration of vinasse from the alcoholic fermentation of sugar cane molasses. Short communication. *Waste management* 20 (2000) 581-585.
- [25] DECLoux M., et al. Interest of electro dialysis to reduce potassium level in vinasses. Preliminary experiments. *Desalination* 146 (2002) 393-398.
- [26] SIMO, M., BROWN CH.J. and HLAVACEK V. Simulation of pressure swing adsorption in fuel ethanol production process. *Computers and chemical engineering* 32 (2008) 1635-1649.
- [27] SOBOČAN G. and GLAVIČ P. Optimization of ethanol fermentation process design. *Applied thermal engineering* 20 (2000) 529-543.
- [28] TORIJA MA. J., ROZÈS N., POBLET M., GUILLAMÓN J.M., and MAS A. Effects of fermentation temperature on the strain population of *saccharomyces cerevisiae*. *International journal of food microbiology* 80 (2003) 47-53.
- [29] PHISALAPHONG M., SRIRATTANA N. and TANTHAPANICHAKOON. Mathematical modeling to investigate temperature effect on kinetic parameters of ethanol fermentation. *Biochemical engineering journal* 28 (2006) 36-43.