

Diseño de una columna empacada y una torre de bandejas perforadas para la absorción de etanol. 2. Diseño de la torre de bandejas perforadas

Design of a Packed-Bed Column and a Sieve Tray Tower for Ethanol Absorption. 2. Sieve Tray Tower Design

Amaury Pérez Sánchez*

Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ciencias Aplicadas,
Universidad de Camagüey “Ignacio Agramonte Loynaz”, Cuba
<http://orcid.org/0000-0002-0819-6760>
amaury.psanchez@reduc.edu.cu

Eddy Javier Pérez Sánchez

Dirección Comercial, Empresa Servicios Automotores S. A., Cuba
<https://orcid.org/0000-0003-4481-1262>
eddypsanchez@nauta.cu

Mahel Gabriel Bodaño Hernández

Laboratorio Central, Empresa Cervecera Tímina. Camagüey, Cuba
<https://orcid.org/0000-0003-3090-1099>
mahel@tinima.cu

Fecha de recepción: 7 de junio de 2019

Fecha de aceptación: 25 de septiembre de 2019

Sugerencia de citación: Pérez-Sánchez, A., Pérez-Sánchez, E. J. y Bodaño-Hernández, M. G. (2020). Diseño de una columna empacada y una torre de bandejas perforadas para la absorción de etanol. 2. Diseño de la torre de bandejas perforadas. *Mutis*, 10(1), en prensa, doi: 10.21789/22561498.1580

RESUMEN

En el presente trabajo se realizó el diseño de una torre de bandejas perforadas para efectuar un proceso de absorción de etanol gaseoso empleando agua como solvente. El resultado de costo obtenido se comparó con el costo de una columna empacada diseñada por (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019) con el fin de seleccionar el equipo más adecuado desde el punto de vista económico. La torre tuvo un diámetro de 0,404 m, una caída de presión del gas de 0,783 kPa/bandeja –inferior a la máxima caída de presión establecida por el sistema (1,0 kPa/bandeja)– y un flujo de arrastre de 0,018 kg/s (64,8 kg/h), el cual puede calificarse como aceptable. La eficiencia de la bandeja de *Murphree* corregida por flujo de arrastre fue igual a 0,829, mientras que la torre presentó 11 bandejas o etapas en total. La torre de bandejas perforadas tuvo un costo aproximado de USD 15.315, siendo 1,44 veces inferior al costo de la columna empacada determinado por (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019). Se concluye que resulta más factible, desde el punto de vista económico, adquirir la torre de bandejas perforadas para llevar a cabo el proceso de absorción establecido en este proyecto.

* Autor de correspondencia.

Palabras claves: caída de presión, diámetro, eficiencia de *Murphree*, número de etapas, torre de bandejas perforadas.

ABSTRACT

This work explains the design of a sieve tray tower for gaseous ethanol absorption using water as solvent. The resulting cost was compared with that of the packed column designed by (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019), in order to select the most suitable equipment from an economic point of view. The tower had a diameter of 0.404 m, a gas pressure drop of 0.783 kPa/tray, which is inferior to the maximum pressure drop established by the system (1.0 kPa/tray), and the entrainment flow had a value of 0.018 kg/s (64.8 kg/h), which can be considered acceptable. The entrainment-corrected *Murphree* tray efficiency was 0.829, while the tower had 11 trays or stages in total. The sieve tray tower had an approximate cost of USD 15,115, being 1.44 times lower than the cost of the packed column determined by (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019). From an economic point of view, this work concludes that it is more feasible to acquire the sieve tray tower to carry out the absorption process established in this project.

Keywords: Pressure drop, diameter, *Murphree* efficiency, stages number, sieve tray tower.

INTRODUCCIÓN

Las torres de bandejas son cilindros verticales en los cuales el líquido y el gas establecen contacto entre sí en un arreglo por etapas sobre bandejas o platos. El líquido entra por el tope y fluye hacia abajo por gravedad. En su camino, el líquido fluye a través de la bandeja y es dirigido hacia la bandeja inferior por medio del tubo de bajada (*downcomer*). El gas, por su parte, transita hacia arriba por el interior de aberturas colocadas en la bandeja, burbujeando a través el líquido para formar una espuma, para luego separarse de esta y transitar hacia la siguiente bandeja ubicada encima. Se obtiene como efecto global un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido el cual se caracteriza por el flujo cruzado de ambos fluidos. Cada bandeja de la torre es considerada como una etapa debido a que los fluidos son puestos en contacto íntimo entre sí, ocurriendo difusión interfacial entre ellos, para luego ser separados. El número de etapas de equilibrio (bandejas teóricas) de una torre depende solamente de la dificultad del proceso de separación y se determina directamente a partir de los balances de masa y consideraciones de equilibrio líquido-vapor (Benitez, 2009).

Las torres de bandejas constituyen el tipo de equipo de transferencia de masa más empleado en la actualidad para llevar a cabo operaciones de absorción y destilación. El número de etapas o bandejas a utilizar en la torre dependerá del grado de pureza deseado y de la dificultad de la operación de separación. Estos equipos son más eficientes para efectuar un determinado proceso de separación en comparación con las columnas empacadas (Eranda, 2016). Para ello se emplean diferentes tipos de bandejas, cuya selección depende del grado de pureza requerido para el producto de interés, los tipos de fluidos manejados y sus caudales y las dimensiones de los diferentes accesorios que contiene, entre otros parámetros.

La eficiencia de la etapa, y por tanto el número real de bandejas, se determina a partir del diseño mecánico establecido y las condiciones de operación. El diámetro de la torre, por su parte, depende de las cantidades de gas y líquido que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo y de las propiedades físico-químicas de los fluidos que se procesan.

Debido a su simplicidad y bajo costo, las bandejas perforadas constituyen hoy en día los tipos de bandejas más importantes en el área de la destilación y absorción (Eranda, 2016). Estos mecanismos consisten de placas de metal con huecos de diversos números, tamaños y patrones de construcción, donde el vapor es dirigido directamente hacia arriba a través del líquido que fluye por encima de las bandejas. Durante el diseño de bandejas perforadas es necesario definir un diámetro de la torre para acomodar los caudales a manejar. Así mismo, se debe seleccionar los detalles del arreglo de las bandejas, estimar la caída de presión del gas y el acercamiento a la inundación y asegurar el equipo para que no ocurra arrastre y/o derrame excesivo (Benitez, 2009). Estas bandejas ofrecen una elevada capacidad de procesamiento y eficiencia de separación, baja caída de presión, facilidad de fabricación y limpieza y bajos costos de capital (Eranda, 2016).

Las torres de bandejas han sido objeto de estudio tanto en cuestiones relacionadas con su diseño (Anand & Erickson, 1999; Pilling, 2006; Zavaleta-Aguilar & Simões-Moreira, 2012), eficiencia (Cheng & Chuang, 1993; Lamprecht, 2017; Zahedi, Parvizian, & Rahidi, 2010), evaluación del rendimiento (Olivier & Eldridge, 2002; Outili, Chegga, Elbahi, & Meniai, 2013) y cálculo del número de bandejas (Azizi, Ghomshe, & Vaziri, 2015), así como en lo relacionado a sus aplicaciones y aspectos generales (Benitez, 2009; Kister, 1992; Lockett, 1986; Rose, 1985).

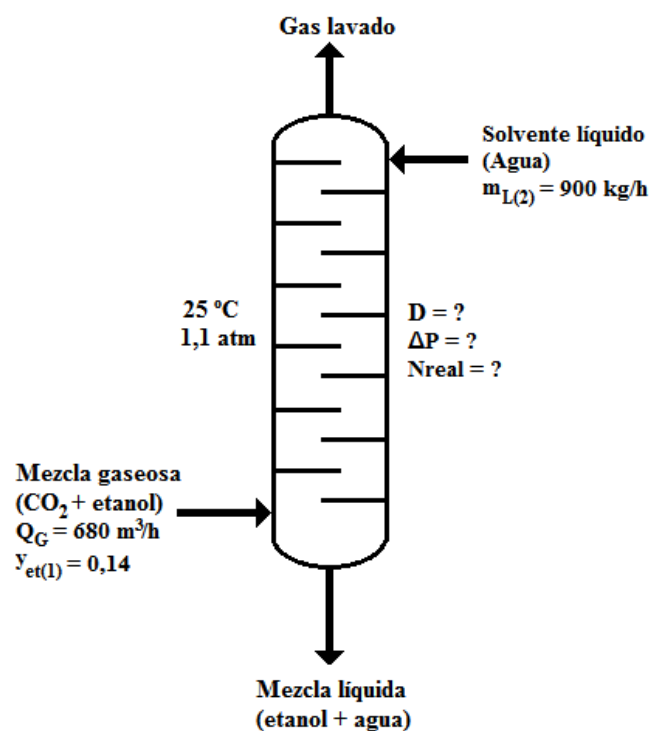
El presente trabajo tiene como objetivo llevar a cabo el diseño de una torre de bandejas perforadas para efectuar la absorción de etanol contenido en una corriente gaseosa, utilizando agua como solvente. Para ello, se emplean correlaciones y ecuaciones publicadas fundamentalmente por autores como Treybal (1980), Lockett (1986), Seader & Henley (1998), Perry & Green (2008) y Benitez (2009). Además, se determina el diámetro de la torre, la caída de presión total, el flujo de arrastre, la eficiencia de *Murphree* de la bandeja corregida por efectos del arrastre y el número total real de bandejas o etapas. Por último, se establece el costo capital de la torre para el año 2018 y se compara el resultado obtenido con el valor de costo determinado durante el diseño de una columna empacada (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019), para luego seleccionar el equipo de menor costo económico.

MATERIALES Y MÉTODOS

Definición del problema

Debido a un proceso fermentativo a escala industrial se obtienen $680 \text{ m}^3/\text{h}$ de una mezcla gaseosa compuesta por 86 % mol de dióxido de carbono (CO_2) y 14 % mol de etanol, a una temperatura de $25 \text{ }^\circ\text{C}$ (303 K) y 1,1 atm de presión. Se desea recuperar el 98 % del etanol contenido en esta corriente gaseosa mediante un proceso de absorción a contracorriente empleando agua como solvente, con un caudal disponible de 900 kg/h y una temperatura de $25 \text{ }^\circ\text{C}$ (298 K). Por ello, se requiere diseñar una torre de bandejas perforadas para cumplir con esos requerimientos. La máxima caída de presión permisible para la corriente gaseosa no deberá superar $1,0 \text{ kPa/bandeja}$ y se deberá operar bajo un 80 % de inundación bajo condiciones isotérmicas (figura 1).

Figura 1. Esquema del proceso de absorción



Debido a que el sistema de absorción opera a baja presión y temperatura ($1,1 \text{ atm}$ y 298 K , respectivamente), el gas soluto se encuentra altamente diluido en la fase líquida (esto es, la fase líquida puede clasificarse como una *solución líquida diluida*), el sistema opera

bajo condiciones isotérmicas y no existe reacción química entre el soluto disuelto (etanol) y el solvente (agua). Por lo anterior, se asume que el sistema obedece la *Ley de Henry* (Benitez, 2009; Perry & Green, 2008; Rose, 1985; Treybal, 1980). Según Perry & Green (2008), el valor de la constante de Henry para un sistema etanol/agua operando a 25 °C es $H = 0,272$. De esta manera, el coeficiente de distribución (ϕ) para el sistema gas-líquido (sistema etanol-agua) a 25 °C y 1,1 at es $\phi = H/P = 0,272/1,1 = 0,229$.

Parámetros de diseño de la torre inicial

La tabla 1 muestra los parámetros de diseño de la torre inicial requeridos para efectuar los cálculos de diseño del equipo.

Tabla 1. Parámetros de diseño de la torre inicial requeridos para realizar el diseño del equipo.

Parámetro	Valor	Unidades
Mezcla gaseosa		
Caudal volumétrico ($Q_{G(1)}$)	680	m ³ /h
Fracción molar del dióxido de carbono [$y_{CO_2(1)}$]	0,86	-
Fracción molar del etanol [$y_{et(1)}$]	0,14	-
Temperatura (T_G)	298	K
Presión (P_G)	110	kPa
Líquido		
Caudal másico [$m_{L(2)}$]	900	kg/h
Temperatura (T_L)	298	K
Densidad a 25 °C (ρ_L)	997,047	kg/m ³
Viscosidad a 25 °C (μ_L)	$0,890 \cdot 10^{-3}$	Pa.s
Tensión superficial a 25 °C (σ_L)	70	dinas/cm
Otros datos		
Masa molar del dióxido de carbono (M_{CO_2})	44,01	kg/kmol
Masa molar del etanol (M_{et})	46,07	kg/kmol
Masa molar del agua (M_{H_2O})	18,02	Kg/kmol
Viscosidad del CO ₂ gaseoso (μ_{CO_2})	$1,496 \cdot 10^{-5}$	Pa.s
Viscosidad del etanol gaseoso (μ_{et})	$8,929 \cdot 10^{-6}$	Pa.s
% de recuperación de etanol requerido ($\%Re_{C_{et}}$)	98	%
Factor de inundación torre de bandejas ($f_{i(tb)}$)	0,8	-
Aceleración de la gravedad (g)	9,81	m/s ²
Constante del gas ideal (R)	0,0821	m ³ .atm/kmol.K
Constante de Henry (H)	0,252	atm
Coeficiente de distribución (ϕ)	0,229	-

Características de la bandeja

La bandeja tendrá las características señaladas en la tabla 2. Además, cada bandeja presentará un arreglo equilátero-triangular y será elaborada en acero inoxidable.

Tabla 2. Características de la bandeja.

Parámetro	Valor	Unidades
Diámetro de la perforación o hueco (d_0)	0,005	m
Espaciado entre las bandejas (e_b)	0,5	m
Paso o distancia entre los centros de perforación en la bandeja perforada (p)	0,015	m
Espesor de las bandejas (s)	0,003	m
Altura del vertedero (h_{vert})	0,005	m

Diámetro de la torre

El diámetro de la torre de bandejas perforadas se determinará empleando correlaciones establecidas por Treybal (1980) y Benitez (2009). El diámetro determinado, y por consiguiente su área de sección transversal, deberá ser lo suficientemente grande para manejar los diferentes caudales de líquido y gas dentro de intervalos de flujo satisfactorios (Benitez, 2009).

En primer lugar, se determinarán el peso molecular (M_G), la densidad (ρ_G), la viscosidad (μ_G) y el caudal másico (m_G) de la mezcla gaseosa mediante las ecuaciones 1, 2, 3 y 4, respectivamente.

$$M_G = y_{CO_2(1)} \cdot M_{CO_2} + y_{et(1)} \cdot M_{et} \quad [\text{kg/kmol}] \quad (\text{Ec. 1})$$

$$\rho_G = \frac{M_G}{22,4} \cdot \frac{273 \cdot P_G}{T_G \cdot P_0} \quad [\text{kg/m}^3] \quad (\text{Ec. 2})$$

Donde $P_0 = 100$ kPa

$$\mu_G = \frac{M_G}{\left(\frac{y_{et(1)} \cdot M_{et}}{\mu_{et}}\right) + \left(\frac{y_{CO_2(1)} \cdot M_{CO_2}}{\mu_{CO_2}}\right)} \quad [\text{Pa}\cdot\text{s}] \quad (\text{Ec. 3})$$

$$m_{G(1)} = Q_{G(1)} \cdot \rho_G \quad [\text{kg/h}] \quad (\text{Ec. 4})$$

A continuación, se calcula la relación área de hueco de vapor/área activa de la bandeja (A_h/A_a); el factor α ; el factor β ; el coeficiente C_F y el factor de tensión superficial (F_{TS}) mediante las ecuaciones 5, 6, 7, 8 y 9, respectivamente.

$$\frac{A_h}{A_a} = 0,907 \cdot \left[\frac{d_0}{p}\right]^2 \quad (\text{Ec. 5})$$

$$\alpha = 0,0744 \cdot e_b + 0,01173 \quad (\text{Ec. 6})$$

$$\beta = 0,0304 \cdot e_b + 0,015 \quad (\text{Ec. 7})$$

$$C_F = \alpha \cdot \log \frac{1}{X} + \beta \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 8})$$

Donde:

$X = 0,036$ (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019) :

$$F_{TS} = \left[\frac{\sigma_L}{20}\right]^{0,2} \quad (\text{Ec. 9})$$

Luego, el factor empírico C se determina mediante la ecuación 10.

$$C = F_{TS} \cdot F_E \cdot F_{HA} \cdot C_F \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 10})$$

Donde:

F_E – Factor de espuma = 0,9 para columnas que llevan a cabo la absorción de alcohol (Kister, 1992):

$$F_{HA} = 1,0 \text{ cuando } A_h/A_a \geq 0,10, \text{ y} \\ = 5(A_h/A_a) + 0,5 \text{ cuando } A_h/A_a < 0,10$$

La velocidad superficial del gas (v_{SG}) será:

$$v_{SG} = C \cdot \left[\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right]^{1/2} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 11})$$

El diámetro de la torre de bandejas perforadas (D_{torre}) se determinará según la siguiente correlación:

$$D_{\text{torre}} = \left[\frac{4 \cdot Q_{G(l)}}{f_{i(tb)} \cdot v_{SG} \cdot \left(1 - \frac{A_{\text{tubo}}}{A_T} \right) \cdot \pi} \right]^{0,5} \quad [\text{m}] \quad (\text{Ec. 12})$$

Donde:

$$A_{\text{tubo}}/A_T = 0,1 \quad \text{si } X \leq 0,1 \\ = 0,1 + \frac{X - 0,1}{9} \quad \text{si } 0,1 < X < 1,0 \\ = 0,2 \quad \text{si } X \geq 1,0$$

El valor obtenido de diámetro de la torre de bandejas perforadas deberá ser verificado mediante la información presentada en la tabla 3 (con respecto al valor de espaciado de las bandejas (e_b) asumido al inicio).

Tabla 3. Espaciado de bandeja recomendado según el valor del diámetro de la torre

Diámetro de la torre (D_{torre}) [m]	Espaciado de las bandejas (e_b) [m]
1 o menos	0,50
1-3	0,60
3-4	0,75
4-8	0,90

Fuente: (Treybal, 1980).

A continuación, se determinarán otros parámetros de la torre de bandejas tales como ángulo del *downcomer* (θ) [ecuación 13]; longitud del vertedero (L_{vert}) [ec. 14]; la distancia del vertedero desde el centro de la torre (r_{vert}) [ec. 15]; el área de sección transversal total (A_T) [ec. 16]; el área del *downcomer* (A_{tubo}) [ec. 17]; el área activa sobre la bandeja (A_a) [ec. 18]; y el área total del hueco (A_h) [ec. 19].

$$\frac{A_{\text{tubo}}}{A_T} = \frac{\theta - \text{sen}\theta}{2\pi} \quad [\text{radianes}] \quad (\text{Ec. 13})$$

$$L_{vert} = \text{sen}\left[\frac{\theta}{2}\right] \cdot D_{torre} \quad [\text{m}] \quad (\text{Ec. 14})$$

$$r_{vert} = \frac{1}{2} \cdot \cos\left[\frac{\theta}{2}\right] \cdot D_{torre} \quad [\text{m}] \quad (\text{Ec. 15})$$

$$A_T = \frac{\pi \cdot (D_{torre})^2}{4} \quad [\text{m}^2] \quad (\text{Ec. 16})$$

$$\begin{aligned} A_{tubo} &= 0,1 \cdot A_T && \text{si } X \leq 0,1 \\ &= \left(0,1 + \frac{X - 0,1}{9}\right) \cdot A_T && \text{si } 0,1 < X < 1,0 \\ &= 0,2 \cdot A_T && \text{si } X \geq 1,0 \end{aligned} \quad [\text{m}^2] \quad (\text{Ec. 17})$$

$$A_a = A_T - 2 \cdot A_{tubo} \quad [\text{m}^2] \quad (\text{Ec. 18})$$

$$A_h = 0,907 \cdot \left[\frac{d_0}{p}\right]^2 \cdot A_a \quad [\text{m}^2] \quad (\text{Ec. 19})$$

Caída de presión

La caída de presión típica para el flujo de vapor en una torre oscila entre 0,3 y 1.0 kPa/bandeja (Benitez, 2009). La caída de presión (expresada como pérdida de carga) para las bandejas perforadas se debe a: (i) la fricción que ocasiona el flujo de vapor a través de las perforaciones de la bandeja, (ii) la acumulación de líquido en la bandeja y (iii) las pérdidas por tensión superficial.

Pérdida de carga de la bandeja seca (h_s)

Se determina el coeficiente del orificio (C_0) a través de la siguiente ecuación:

$$C_0 = 0,85032 - 0,04231 \cdot \frac{d_0}{s} + 0,0017954 \cdot \left(\frac{d_0}{s}\right)^2 \quad (\text{Ec. 20})$$

La cual es válida solo si se cumple:

$$\frac{d_0}{s} \geq 1,0$$

La velocidad del hoyo o hueco (v_h) será:

$$v_h = \frac{Q_{G(1)}}{A_h} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 21})$$

Luego, la pérdida de carga de la bandeja seca (h_d) se halla mediante la ecuación 22:

$$h_s = 0,0051 \cdot \left[\frac{v_h}{C_0} \right]^2 \cdot \rho_G \cdot \left[\frac{\rho_{H_2O}}{\rho_L} \right] \cdot \left[1 - \left(\frac{A_h}{A_a} \right)^2 \right] \quad [\text{cm}] \quad (\text{Ec. 22})$$

Donde ρ_{H_2O} es la densidad del agua a la temperatura del líquido utilizado para el lavado (solvente) [kg/m^3]

Pérdida de carga del líquido claro sobre la bandeja (h_l)

La pérdida de carga del líquido claro sobre la bandeja (h_l) depende de la altura del vertedero, de las densidades del líquido y el vapor y de la longitud del *downcomer*. De esta manera, la velocidad superficial del gas basada en el área activa de la bandeja (v_a); el parámetro de capacidad (K_S); la densidad relativa efectiva de la espuma (ϕ_e); el caudal volumétrico del líquido a través de la bandeja ($Q_{L(1)}$); el coeficiente (C_l); y la carga equivalente del líquido claro en la bandeja (caída de presión) (h_l) serán calculadas mediante las ecuaciones 23, 24, 25, 26, 27 y 28, respectivamente.

$$v_a = \frac{Q_{G(1)}}{A_a} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 23})$$

$$K_S = v_a \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 24})$$

$$\phi_e = \exp(-12,55 \cdot K_S^{0,91}) \quad (\text{Ec. 25})$$

$$Q_{L(1)} = \frac{m_{L(1)}}{\rho_L} \quad [\text{m}^3/\text{s}] \quad (\text{Ec. 26})$$

$$C_l = 50,12 + 43,89 \cdot \exp(-1,378 \cdot h_{vert}) \quad (\text{Ec. 27})$$

Dónde h_{vert} se da en centímetros [cm]

$$h_l = \phi_e \cdot \left[h_{vert} + C_l \cdot \left(\frac{Q_{L(1)}}{L_{vert} \cdot \phi_e} \right)^{2/3} \right] \quad [\text{cm}] \quad (\text{Ec. 28})$$

Pérdida de carga debido a la tensión superficial (h_σ)

A medida que el gas emerge de las perforaciones de la bandeja, las burbujas deben vencer la tensión superficial. La caída de presión debida a la tensión superficial está dada por la diferencia entre la presión dentro de la burbuja y de aquella del líquido según la siguiente correlación teórica:

$$h_\sigma = \left(\frac{6 \cdot \sigma_L}{g \cdot \rho_L \cdot d_0} \right) \cdot 100 \quad [\text{cm}] \quad (\text{Ec. 29})$$

Donde σ_L se da en [N/m] y d_0 en [m]. Se asume que el tamaño máximo de la burbuja puede tomarse como el diámetro de la perforación (d_0).

Caída de presión total por bandeja (h_t)

La caída de presión total por bandeja (h_t) se expresa a través de la siguiente ecuación:

$$h_t = h_s + h_l + h_\sigma \quad [\text{cm/bandeja}] \quad (\text{Ec. 30})$$

La cual también se puede expresar como:

$$\Delta P_t = \frac{h_t}{1000} \cdot \rho_L \cdot g \quad [\text{Pa/bandeja}] \quad (\text{Ec. 31})$$

Flujo o caudal de arrastre

Para que una bandeja opere a una alta eficiencia, el goteo de líquido a través de las perforaciones de la bandeja deberá ser pequeño comparado con el flujo sobre el vertedero de drenaje y hacia el *downcomer*, mientras que el arrastre de líquido por el gas no deberá ser excesivo. Ocurre el goteo de líquido cuando existen bajas velocidades de vapor y/o elevados caudales de líquido. Se reporta que el goteo de líquido no degrada de forma sustancial el rendimiento de la bandeja siempre y cuando se cumpla que (Benitez, 2009):

$$Fr_h = \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \cdot \frac{v_h^2}{g \cdot h_l} \right)^{0,5} \geq 0,5 \quad (\text{Ec. 32})$$

Donde h_l se da en metros [m].

Una vez que se calcule el número de *Froude* del hueco u orificio mediante la ecuación 32, se procede a estimar la constante k [ec. 33]; la altura de la región bifásica en la bandeja ($h_{2\phi}$) [ec. 34]; el arrastre fraccional (A_f) [ec. 35]; y el caudal másico del arrastre (Q_A) [ec. 36]

$$k = 0,5 \left[1 - \tanh \left(1,3 \cdot \ln \frac{h_l}{d_0} - 0,15 \right) \right] \quad (\text{Ec. 33})$$

Donde tanto h_l como d_0 se dan en milímetros [mm]

$$h_{2\phi} = \frac{h_l}{\phi_e} + 7,79 \cdot \left[1 + 6,9 \cdot \left(\frac{d_0}{h_l} \right)^{1,85} \right] \cdot \frac{K_s^2}{\phi_e \cdot g \cdot \left(\frac{A_h}{A_a} \right)} \quad [\text{m}] \quad (\text{Ec. 34})$$

Donde tanto h_l como d_0 se dan en metros [m]

$$A_f = 0,00335 \cdot \left(\frac{h_{2\phi}}{e_b} \right)^{1,1} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{h_l}{h_{2\phi}} \right)^k \quad (\text{Ec. 35})$$

Donde h_l y e_b se dan en metros [m]

$$Q_A = \frac{m_{G(1)}}{3600} \cdot A_f \quad [\text{kg/s}] \quad (\text{Ec. 36})$$

Eficiencia de *Murphree* de la bandeja

La eficiencia de la bandeja es el acercamiento fraccional hacia una etapa en equilibrio que es alcanzada por una bandeja real. Para determinar el número real de etapas requeridas

para lograr una separación dada, deberá ajustarse el número de etapas de equilibrio con la eficiencia de la etapa o eficiencia de la bandeja. De esta manera, se calcula el número de Reynolds fraccional (Re_F), la concentración molar del gas (c_G), la concentración molar del líquido (c_L) y la eficiencia puntual de la bandeja en fase gaseosa (E_{0G}) utilizando las ecuaciones 37, 38, 39 y 40, respectivamente.

$$Re_F = \frac{\rho_G \cdot v_h \cdot h_l}{\mu_G \cdot \phi_e} \quad (\text{Ec. 37})$$

$$c_G = \frac{\rho_G}{M_G} \quad [\text{kmol/m}^3] \quad (\text{Ec. 38})$$

$$c_L = \frac{\rho_L}{M_L} \quad [\text{kmol/m}^3] \quad (\text{Ec. 39})$$

Dónde $M_L = 20,12 \text{ kg/kmol}$ (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019)

$$E_{0G} = 1 - \exp \left[- \frac{0,0029}{1 + m \cdot \frac{c_G}{c_L} \cdot \frac{D_G(1-\phi_e)}{D_L \cdot \left(\frac{A_h}{A_a}\right)}} \cdot Re_F^{0,4136} \cdot \left(\frac{h_l}{d_0}\right)^{0,6074} \cdot \left(\frac{A_h}{A_a}\right)^{-0,3195} \right] \quad (\text{Ec. 40})$$

Donde:

$D_G = 8,21 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ y $D_L = 1,36 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019)

A continuación, se determina el grado de mezclado de la fase de vapor. Para ello se calcula el número de *Peclet* de la fase de vapor o gaseosa (Pe_G) (Katayama & Imoto, 1972):

$$Pe_G = \frac{4 \cdot Q_{G(1)} \cdot r_{vert}^2}{A_a \cdot (e_b - h_{2\phi}) \cdot D_{EG}} \quad (\text{Ec. 41})$$

La cual es válida si se cumple que:

$$\frac{h_{2\phi}}{e_b} < 1$$

Donde:

D_{EG} – Difusividad de remolino del gas = $0,01 \text{ m}^2/\text{s}$ (Lockett, 1986)

Si $Pe_G > 50$ puede considerarse el vapor como no mezclado.

Por último, se determinan la difusividad de remolino del líquido (D_{EL}) [ecuación 42]; el número de *Peclet* del líquido (Pe_L) [ec. 43]; el coeficiente N [ec. 44]; el factor de absorción (λ) [ec. 45]; la eficiencia de *Murphree* de la bandeja (E_{MG}) [ec. 46]; y la eficiencia de *Murphree* de la bandeja corregida por arrastre (E_{MGA}) [ec. 47].

$$D_{EL} = 0,1 \cdot [g \cdot h_{2\phi}^3]^{0,5} \quad [\text{m}^2/\text{s}] \quad (\text{Ec. 42})$$

$$Pe_L = \frac{4 \cdot Q_{L(1)} \cdot r_{vert}^2}{A_a \cdot h_f \cdot D_{EL}} \quad (\text{Ec. 43})$$

$$N = \frac{Pe_L + 2}{2} \quad (\text{Ec. 44})$$

$$\lambda = \varphi \cdot \frac{\frac{m_{G(1)}}{M_G}}{\frac{m_{L(1)}}{M_L}} \quad (\text{Ec. 45})$$

Donde:

$m_{G(1)} = 0,376 \text{ kg/s}$ y $m_{L(1)} = 0,302 \text{ kg/s}$ (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019)

$$E_{MG} = \frac{\left[1 + \frac{\lambda \cdot E_{OG}}{N} \right]^N - 1}{\lambda} \quad (\text{Ec. 46})$$

$$E_{MGA} = E_{MG} \cdot \left[1 - \frac{0,8 \cdot E_{OG} \cdot \lambda^{1,543} \cdot Q_A}{\varphi} \right] \quad (\text{Ec. 47})$$

Número de etapas o bandejas

Primero, se determinará el número de etapas o bandejas ideales (N_{ideal}) mediante la ecuación 48. Luego, se calculará la eficiencia total de la bandeja en cascada (E_0) a través de la ecuación 49. Por último, se hallará el número real de bandejas (N_{real}) según la ecuación 50.

$$N_{ideal} = \frac{\ln \left[\frac{y_{et(1)} - \varphi \cdot x_{et(2)}}{y_{et(2)} - \varphi \cdot x_{et(2)}} \cdot \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\ln A} \quad (\text{Ec. 48})$$

Donde:

$$y_{et(1)} = 0,14$$

$$y_{et(2)} = (1 - \% \text{Re}c_{et}) \cdot y_{et(1)}$$

$$x_{et(2)} = 0$$

$$A = 7,397 \text{ (Pérez, Pérez, \& Liaño, 2019).}$$

$$E_0 = \frac{\ln \left[1 + E_{MGA} \cdot \left(\frac{1}{A} - 1 \right) \right]}{\ln \left(\frac{1}{A} \right)} \quad (\text{Ec. 49})$$

$$N_{real} = \frac{N_{ideal}}{E_0} \quad (\text{Ec. 50})$$

Cálculos económicos

El costo de la torre de platos perforados será calculado mediante la figura 14.84 presentada en el trabajo de Perry & Green (2008, pp. 14-88). En esta figura, el costo establecido tiene como fecha de referencia el mes de enero de 1979. De esta manera, para actualizar dicho costo al año 2018 se empleará la siguiente ecuación (Peters & Timmerhaus, 1991):

$$C_{torre(2018)}^b = C_{torre(1979)}^b \cdot \frac{I_{(2018)}}{I_{(1979)}} \quad [\$] \quad (\text{Ec. 51})$$

Donde:

$C_{torre(2018)}^b$ – Costo de la torre de bandejas en el año 2018 [USD]

$C_{torre(1979)}^b$ – Costo de la columna en el año 1979 [USD]

$I_{(2018)}$ – Índice de costo del año 2018

$I_{(1979)}$ – Índice de costo del año 1979

En esta figura el costo de la columna está referido por bandeja (USD/bandeja).

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Las tablas 4, 5, 6, 7 y 8 muestran los resultados de las diferentes variables determinadas durante el cálculo del diámetro de la torre, la caída de presión, el flujo de arrastre, la eficiencia de *Murphree* de la bandeja y el número real total de etapas, respectivamente.

Tabla 4. Resultados obtenidos durante la determinación del diámetro de la torre.

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
M_G	(1)	44,30	kg/kmol
ρ_G	(2)	1,993	kg/m ³
μ_G	(3)	$1,362 \cdot 10^{-5}$	Pa.s
$m_{G(1)}$	(4)	1355,2	kg/h
A_h/A_a	(5)	0,101	-
α	(6)	0,0489	-
β	(7)	0,0302	-
C_F	(8)	0,0791	m/s
F_{TS}	(9)	1,285	-
C	(10)	0,0915	m/s
v_{SG}	(11)	2,044	m/s
θ	(13)	1,627	radianes
L_{vert}	(14)	0,294	m
r_{vert}	(15)	0,139	m
A_T	(16)	0,128	m ²
A_{tubo}	(17)	0,0128	m ²
A_a	(18)	0,1027	m ²
A_h	(19)	0,0103	m ²
D_{torre}	(12)	0,404	m

Tabla 5. Resultados obtenidos durante el cálculo de la caída de presión.

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
d_0/s	-	1,67 [*]	m
C_0	(20)	0,785	-
v_h	(21)	18,26	m/s
h_s	(22)	5,45	cm
v_a	(23)	1,840	m/s
K_S	(24)	0,0823	m/s
ϕ_e	(25)	0,274	-
$Q_{L(1)}$	(26)	0,00030	m ³ /s
C_l	(27)	50,16	-
h_l	(28)	1,70	cm
h_σ	(29)	0,86	cm
h_t	(30)	8,01	cm/bandeja
ΔP_t	(31)	0,783	kPa/bandeja

* Como se cumple que $d_0/s > 1,0$, se puede emplear la ecuación 20 para determinar el coeficiente de orificio (C_0).

Tabla 6. Resultados obtenidos al determinar el flujo de arrastre.

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
Fr_h	(32)	2,00	-
k	(33)	0,0528	-
$h_{2\phi}$	(34)	0,396	m
A_f	(35)	0,049	-
Q_A	(36)	0,018	kg/s

Tabla 7. Resultados obtenidos al determinar la eficiencia de la bandeja.

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
Re_F	(37)	$1,66 \cdot 10^5$	
c_G	(38)	0,0450	kmol/m ³
c_L	(39)	49,56	kmol/m ³
E_{0G}	(40)	0,827	
$h_{2\phi}/e_b$	-	0,79 [*]	
Pe_G	(41)	136,71	
D_{EL}	(42)	0,0781	m ² /s
Pe_L	(43)	0,171	
N	(44)	1,085	
λ	(45)	0,130	
E_{MG}	(46)	0,831	
E_{MGA}	(47)	0,829	

* Como se cumple que $h_{2\phi}/e_b < 1,0$, entonces se puede emplear la ecuación (41) para determinar el número de Peclet de la fase gaseosa o de vapor.

Tabla 8. Resultados obtenidos al calcular el número real total de etapas o bandejas.

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
N_{ideal}	(48)	6,74 (~7)	
E_0	(49)	0,631	
N_{real}	(50)	10,68 (~11)	

Según se puede observar en las tablas anteriores, se obtuvo un valor del diámetro de la torre (D_{torre}) igual a 0,404 m, siendo menor que 1,0 m, por lo que el espaciado de bandejas ($e_b = 0,50$ m) asumido al inicio es el correcto o recomendado para una torre con este valor de diámetro, de acuerdo con lo establecido por Treybal (1980) y Benitez (2009). Por otra parte, la caída de presión total fue de 0,783 kPa/bandeja, siendo inferior a la caída de presión máxima permisible para este sistema de absorción (1,0 kPa/bandeja). También se obtuvo un flujo de arrastre de 0,018 kg/s (64,8 kg/h), que puede considerarse aceptable tomando en cuenta los caudales manejados durante el proceso de absorción (Benitez, 2009). Se alcanzó además un valor de la eficiencia de la bandeja de *Murphree* corregida para flujo de arrastre igual a 0,829, mientras que se necesitan un total de 11 etapas o bandejas aproximadamente para cumplir con los requerimientos de este sistema de absorción.

Benitez (2009) lleva a cabo el diseño de una torre de bandejas perforadas para la absorción de etanol gaseoso utilizando agua como solvente, con un flujo de la mezcla gaseosa de 180 kmol/h (7929,21 kg/h) y una composición molar de CO_2 y etanol de 98 y 2%, respectivamente. El caudal de agua utilizado es de 151,5 kmol/h (2729,27 kg/h), mientras que se desea recuperar el etanol en un 97 %. Para estas condiciones de proceso se obtuvo un diámetro de torre de 0,989 m, una caída de presión de 0,817 kPa/bandeja, un flujo de arrastre de 0,110 kg/s (396 kg/h) y una eficiencia de la bandeja de *Murphree* corregida para flujo de arrastre igual a 0,811. Vale destacar que no se efectuó la determinación del número de bandejas o etapas. En el trabajo de Benitez (2009) se obtuvieron valores superiores de D_{torre} , ΔP_t y Q_A (en comparación con los estimados en este artículo) ya que se emplearon mayores caudales máxicos tanto de gas como de líquido.

El crédito o mérito de este trabajo radica en que combina y aplica varias correlaciones y ecuaciones publicadas en diferentes fuentes (Benitez, 2009; Lockett, 1986; Perry & Green, 2008; Seader & Henley, 1998; Treybal, 1980), con el fin de elaborar una metodología coherente, lógica y abarcadora que permita llevar a cabo el diseño de una columna de platos perforados para efectuar la absorción de un componente contenido en una corriente gaseosa, empleando para ello un solvente líquido. Con lo anterior, es posible determinar parámetros de importancia tales como el diámetro de la torre, la caída de presión, el flujo de arrastre, la eficiencia de *Murphree* y el número total de platos o bandejas perforadas. El objetivo principal consiste, entonces, en elaborar una metodología completa mediante la cual se pueda diseñar torres de platos perforados para aplicaciones donde se realice la absorción gas-líquido.

Costo de la torre

Por medio del empleo de la ecuación (51) se tiene que:

$$C_{torre(2018)}^b = C_{torre(1979)}^b \cdot \frac{I_{(2018)}}{I_{(1979)}} \quad [\$] \quad (\text{Ec. 51})$$

Donde:

$$C_{torre(1979)}^b = \$ 550/\text{bandeja} \text{ (Perry \& Green, 2008)}$$

$$I_{(2018)} = 605,2 \text{ (Junio 2018) (CEPCI, 2018)}$$

$$I_{(1979)} = 239,0 \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991)}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 51, el costo de la torre por bandeja:

$$C_{torre(2018)}^b = 550 \cdot \frac{605,2}{239,0}$$
$$C_{torre(2018)}^b = \text{USD } \$ 1392/\text{bandeja}$$

A continuación, tomando en cuenta el número total de bandejas que poseerá la torre se obtiene un costo total de:

$$C_{torre(2018)} = C_{torre(2018)}^b \cdot N_{real} = 1392 \cdot 11 = 15314,8$$
$$C_{torre(2018)} \approx \text{USD } \$ 15\ 315$$

Esto es, se requieren alrededor de USD 15.315 para adquirir una torre de bandejas perforadas conteniendo 11 bandejas, con el fin de cumplir con los requerimientos del proceso de absorción. Al comparar este costo obtenido con aquel alcanzado para la columna de absorción con anillos Nor-Pac[®], el cual fue de USD 22.000 (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019), se concluye que resulta más económico adquirir la torre de bandejas perforadas para efectuar el proceso de absorción propuesto, pues esta última registra un costo 1,44 veces inferior al de la columna empacada, con lo cual se obtiene un ahorro de USD 6.685.

CONCLUSIONES

Se efectuó el diseño de una torre de absorción de bandejas perforadas utilizando correlaciones y ecuaciones descritas por Treybal (1980), Locket (1986), Seader & Henley (1998), Perry & Green (2008) y Benitez (2009), con lo cual se determinan parámetros importantes como el diámetro de la torre, la caída de presión del gas y el número total de bandejas o etapas reales que tendrá este equipo.

Se obtuvo un diámetro de la torre de 0,404 m, por lo que el espaciado de bandejas asumido al inicio (0,5 m) es el correcto.

La caída de presión total del gas fue de 0,783 kPa/bandeja, la cual se encuentra por debajo del límite máximo permisible para este proceso de absorción (1,0 kPa/bandeja). Por otra parte, se obtuvo un flujo de arrastre de 0,018 kg/s (64,8 kg/h), el cual se considera aceptable.

Se obtuvo un valor de la eficiencia de la bandeja de *Murphree* corregida por flujo de arrastre igual a 0,829 (la torre tendrá 11 bandejas o etapas en total).

Sugerencia de citación: Pérez-Sánchez, A., Pérez-Sánchez, E. J. y Bodaño-Hernández, M. G. (2020). Diseño de una columna empacada y una torre de bandejas perforadas para la absorción de etanol. 2. Diseño de la torre de bandejas perforadas. *Mutis*, 10(1), en prensa, doi: 10.21789/22561498.1580

Se elaboró una metodología de cálculo completa e integral para llevar a cabo el diseño de columnas de platos perforados que involucre aplicaciones donde se realice la absorción gas-líquido.

La torre de bandejas tuvo un costo aproximado de USD 15.315, siendo este valor 1,44 veces inferior al costo de la columna empacada determinado por (Pérez, Pérez, & Liaño, 2019). Teniendo en cuenta lo anterior, se concluye que resulta más factible, desde el punto de vista económico, adquirir la torre de bandejas perforadas para llevar a cabo este proceso de absorción.

post-print

REFERENCIAS

- Anand, G., & Erickson, D. C. (1999). Compact sieve-tray distillation column for ammonia-water absorption heat pump: Part I. E design methodology. *ASHRAE Trans*, 105, 796-803.
- Azizi, N. G., Ghomshe, S. M. T., & Vaziri, M. (2015). New calculation of the tray numbers for Debutanizer Tower in BIPC. *International Journal of Engineering Science Invention*, 4(8), 1-7.
- Benitez, J. (2009). *Principles and modern applications of mass transfer operations* (2nd ed.) Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- Chemical Engineering's Plant Cost Index [CEPCI] (2018). Economic Indicators. *Chemical Engineering*, 125(10), 76.
- Cheng, G. X., & Chuang, K. T. (1993). Prediction of point efficiency for sieve tray in distillation. *Chem. Eng. Commun*, 189, 41-60.
- Eranda, H. (2016). *Design of o-xylene Plate/Tray Distillation Column*. Moratuwa, Sri Lanka: Department of Chemical and Process Engineering, University of Moratuwa.
- Katayama, H., & Imoto, T. (1972). Effect of Vapor Mixing on the Tray Efficiency of Distillation Columns. *J. Chem. Soc. Japan*, 9, 1745-1751. <https://doi.org/10.1246/nikkashi.1972.1745>
- Kister, H. Z. (1992). *Distillation Design*. New York: McGraw-Hill.
- Lamprecht, J. H. (2017). *The development of simplistic and cost-effective methods for the evaluation of tray and packed column efficiencies*. (Master of Engineering). Faculty of Engineering, Stellenbosch University, Stellenbosch, South Africa.
- Lockett, M. J. (1986). *Distillation Tray Fundamentals*. Cambridge: Cambridge University Press.
- Olivier, E., & Eldridge, R. B. (2002). Prediction of the trayed distillation column mass transfer performance by neural network. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 41, 3436-3446. <https://doi.org/10.1021/ie010499l>
- Outili, N., Chegga, N., Elbahi, K., & Meniai, A. H. (2013). Effect of Downcomers Sizes on Tray Column Performance. *Chemical Engineering Transactions*, 32, 1981-1986.
- Pérez, A., Pérez, E. J., & Liaño, N. (2019). Diseño de una columna empacada y una torre de bandejas perforadas para la absorción de etanol. 1. Diseño de la columna empacada. *Mutis*, 9(1), 50-64. <https://doi.org/10.21789/22561498.1431>
- Perry, R. H., & Green, D. (2008). *Chemical Engineers' Handbook* (8th ed.). New York: McGraw Hill.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (4th ed.). New York: McGraw-Hill.

Sugerencia de citación: Pérez-Sánchez, A., Pérez-Sánchez, E. J. y Bodaño-Hernández, M. G. (2020). Diseño de una columna empacada y una torre de bandejas perforadas para la absorción de etanol. 2. Diseño de la torre de bandejas perforadas. *Mutis*, 10(1), en prensa, doi: 10.21789/22561498.1580

Pilling, M. (2006). *Design Considerations for High Liquid Rate Tray Applications*. AIChE Annual Meeting: Advances in Distillation Equipment and Applications, San Francisco, U.S.A.

Rose, L. M. (1985). *Distillation Design in Practice*. Amsterdam: Elsevier.

Seader, J. D., & Henley, E. J. (1998). *Separation Process Principles*. New York: Wiley.

Treybal, R. E. (1980). *Mass-Transfer Operations* (3rd ed.). New York: McGraw-Hill.

Zahedi, G., Parvizian, F., & Rahimi, M. R. (2010). An expert model for estimation of distillation sieve tray efficiency based on artificial neural network approach. *Journal of Applied Sciences*, 10(12), 1076-1082. <https://doi.org/10.3923/jas.2010.1076.1082>

Zavaleta-Aguilar, E. W., & Simões-Moreira, J. R. (2012). Thermal design of a tray-type distillation column of an ammonia/water absorption refrigeration cycle. *Applied Thermal Engineering*, 1-9. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.12.009>

post-print