

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

## 1. Diseño de la columna empacada

### Techno-Economic Design of a Packed-Bed Column and a Sieve Tray Tower for Ethanol Absorption. 1. Packed-Bed Column Design

---

#### Amaury Pérez Sánchez

Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ciencias Aplicadas de la Universidad de Camagüey Ignacio Agramonte y Loynaz, Cuba  
<http://orcid.org/0000-0002-0819-6760>  
[amaury.psanchez@reduc.edu.cu](mailto: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](mailto:eddypsanchez@nauta.cu)

#### Norlem Liaño Abascal

Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ciencias Aplicadas de la Universidad de Camagüey Ignacio Agramonte y Loynaz, Cuba  
<https://orcid.org/0000-0001-8032-0423>  
[norlem.liano@reduc.edu.cu](mailto:norlem.liano@reduc.edu.cu)

---

Fecha de recepción: 19 de octubre del 2019  
Fecha de aceptación: 30 de noviembre del 2019

---

**Sugerencia de citación:** Pérez-Sánchez, A., Pérez-Sánchez, E. J. y Liaño-Abascal, 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, doi: 10.21789/22561498.1431

---

## RESUMEN

En el presente trabajo se llevó a cabo el diseño de una columna empacada para efectuar la absorción de etanol contenido en una corriente gaseosa usando agua como solvente. Como material de empaque se seleccionó anillos plásticos Nor-Pac® de 35 mm. Se obtuvo un diámetro de la columna de 0,334 m; la caída de presión total calculada fue de 321 Pa/m, la cual es inferior a la permitida por el sistema de absorción (350 Pa/m); se obtuvo un coeficiente global volumétrico de transferencia de masa de 0,201 kmol/m<sup>3</sup>s; la altura de empaque tuvo un valor de 1,97 m; y la altura total de la columna de absorción fue de 4 m. La columna empacada tendrá un costo total aproximado de usd 22.000.

**Palabras clave:** diseño, columna empacada, anillos Nor-Pac®, costo.



## ABSTRACT

In the present work, the design of a packed column was carried out to achieve the absorption of ethanol contained in a gaseous stream, using water as a solvent. We used Nor-Pac® plastic rings as packing material. A column diameter of 0.334 m was obtained; the calculated total pressure drop was 321 Pa/m, which is lower than that allowed by the absorption system (350 Pa/m); a mass volumetric mass transfer coefficient of 0.201 kmol/m<sup>3</sup>s was obtained; the packing height had a value of 1.97 m; while the total height of the absorption column was 4 m. The packed column will have a total cost of approximately USD\$ 22,000.

**Keywords:** Design, packed-bed column, Nor-Pac® rings, cost.

## INTRODUCCIÓN

Las torres empacadas, empleadas para establecer contacto continuo entre un gas y un líquido fundamentalmente bajo flujo a contracorriente, son columnas verticales que han sido llenadas con empaques o dispositivos de una elevada área superficial.

En estos equipos el líquido es distribuido por encima de la torre y se escurre a través del lecho empacado, exponiendo una elevada área superficial durante su contacto con el gas (Benitez, 2009). El empaque de la torre (o relleno) debe suministrar una elevada superficie interfacial entre el líquido y el gas por unidad de volumen de espacio empacado, además de poseer características de flujo deseadas. El empaque a emplear deberá ser químicamente inerte con respecto a los fluidos manejados y poseer una determinada fortaleza estructural que permita su fácil manejo e instalación (Haroun & Raynal, 2015).

Los empaques usualmente se dividen en empaques *al azar* (distribuidos al azar en el interior de la columna) y *estructurados* (distribuidos siguiendo una geometría regular).

Para el diseño preliminar de una columna empacada se deben tomar en cuenta los siguientes pasos generales:

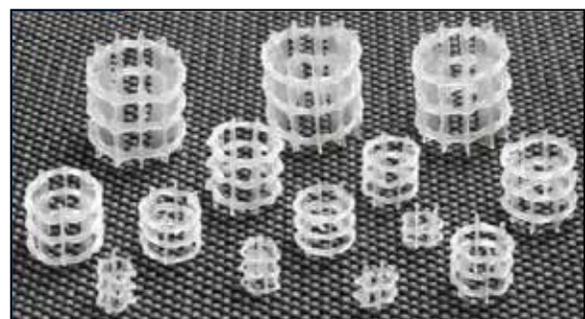
- Selección del empaque
- Estimación del diámetro de la columna
- Determinación de los coeficientes de transferencia de masa
- Estimación de la caída de presión
- Diseño de los accesorios internos

Las columnas empacadas se utilizan fundamentalmente en operaciones de absorción, destilación, lavado, intercambio de calor y otras como la remoción de polvo, olores, partículas extrañas y compuestos químicos indeseables, entre otras aplicaciones.

Estudios previos han estudiado y evaluado diferentes cuestiones y materias relacionadas con las torres empacadas conteniendo tanto empaques estructurados (Nicolaiewsky, Tavares, Rajagopal, & Fair, 1999; Orlando, Medina, Mendes, & Nicolaiewsky, 2009; Rocha, Bravo, & Fair, 1993; Tsai, Seibert, Eldridge, & Rochelle, 2011) como al azar (Chen, Repke, Wozny, & Wang, 2009; El-Behlil, El-Gezawi, & Adma, 2012; Olu-toye & Mohammed, 2006; Selatnia, Illoul, & Bouche-rit, 2014).

Los anillos Nor-Pac® son un tipo de empaque al azar de alto rendimiento utilizado fundamentalmente en columnas empacadas para la depuración (remoción) de compuestos orgánicos volátiles y otros gases, así como para el lavado (absorción) de gases, incluyendo la neutralización de gases ácidos como HCl, SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub>. Este empaque es también empleado en lavadores industriales para la absorción (o recobrado) de alcoholes y otros compuestos químicos solubles (figura 1).

Figura 1. Anillos Nor-Pac®



En el presente trabajo se lleva a cabo el diseño de una columna empacada empleando anillos Nor-Pac® plásticos de 35 mm, la cual se utiliza para efectuar el recobrado del etanol contenido en una corriente gaseosa a partir de un proceso de absorción gas-líquido empleando agua como solvente. Se realiza la determinación de varios parámetros importantes de diseño tales como el diámetro de la columna, la caída de presión total y los coeficientes de transferencia de masa y altura de empaque. Por último, se realiza la estimación del costo de la columna.

## MATERIALES Y MÉTODOS

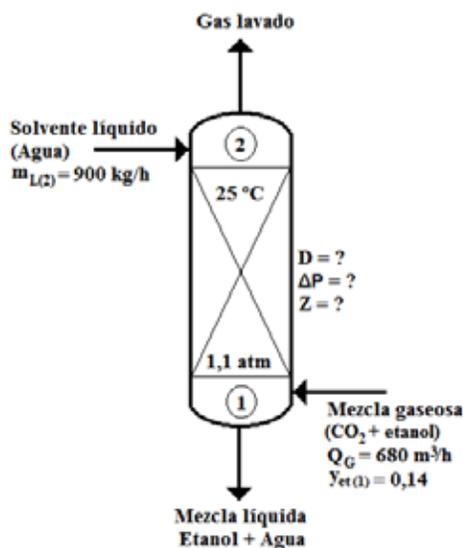
### Definición del problema

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 ( $\text{CO}_2$ ) y 14 % mol de etanol a una temperatura de  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $303 \text{ K}$ ) y  $1,1 \text{ atm}$  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 dispo-

nible de  $900 \text{ kg/h}$  y una temperatura de  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $298 \text{ K}$ ). Se necesita diseñar una columna empacada empleando anillos plásticos Nor-Pac® como material de empaque para cumplir con esos requerimientos. La máxima caída de presión permisible para la corriente gaseosa no debe superar los  $350 \text{ Pa/m}$ , operando bajo un 60 % de inundación bajo condiciones isotérmicas como máximo.

Debido a que el sistema de absorción (figura 2) opera a baja presión y temperatura ( $1,1 \text{ atm}$  y  $298 \text{ K}$ , respectivamente), el gas soluto se encuentra muy 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 que se asume que el sistema obedece la Ley de Henry (Benitez, 2009; Perry & Green, 2008; Rose, 1985; Treybal, 1980). Según Perry y Green (2008), el valor de la constante de Henry para un sistema etanol/agua operando a  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  es  $H = 0,272$ . De esta manera, el coeficiente de distribución ( $\phi$ ) para el sistema gas-líquido (sistema etanol-agua) a  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $1,1 \text{ atm}$  es  $\phi = H/P = 0,272/1,1 = 0,229$ .

Figura 2. Esquema general del sistema de absorción etanol/agua



### Datos iniciales

La tabla 1 muestra los datos iniciales requeridos para efectuar el diseño de la columna empacada. Con res-

pecto a las propiedades fisicoquímicas de las sustancias, estas fueron tomadas de Perry y Green (2008).

**Tabla 1.** Datos iniciales requeridos para llevar a cabo las metodologías de diseño

Parámetro	Valor	Unidades
<b>Mezcla gaseosa</b>		
Caudal volumétrico ( $Q_G$ )	680	m <sup>3</sup> /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
<b>Líquido</b>		
Caudal másico [ $m_{L(2)}$ ]	900	kg/h
Temperatura ( $T_L$ )	298	K
Densidad a 25 °C ( $\rho_L$ )	997,047	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad a 25 °C ( $\mu_L$ )	0,890*10 <sup>-3</sup>	Pa.s
Tensión superficial a 25 °C ( $\sigma_L$ )	70	dinas/cm
<b>Otros datos</b>		
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 <sub>2</sub> gaseoso ( $\mu_{CO_2}$ )	1,496x10 <sup>-5</sup>	Pa.s
Viscosidad del etanol gaseoso ( $\mu_{Et}$ )	8,929x10 <sup>-6</sup>	Pa.s
% de recuperación de etanol requerido (%Rec <sub>Et</sub> )	98	%
Factor de inundación columna empacada ( $f_{i(ce)}$ )	0,6	-
Factor de inundación torre de bandejas ( $f_{i(tb)}$ )	0,8	-
Caída de presión máxima permisible ( $\Delta P_{perm}/Z$ )	350	Pa/m
Aceleración de la gravedad (g)	9,81	m/s <sup>2</sup>
Diámetro de colisión del dióxido de carbono ( $\sigma_{CO_2}$ )	3,941	Å
Diámetro de colisión del etanol ( $\sigma_{Et}$ )	4,53	Å
Parámetro e/k para el dióxido de carbono ( $e_{CO_2}/k$ )	195,2	K
Parámetro e/k para el etanol ( $e_{Et}/k$ )	362,6	K
Constante del gas ideal (R)	0,0821	m <sup>3</sup> .atm/kmol.K
Constante de Henry (H)	0,252	atm
Coefficiente de distribución ( $\phi$ )	0,229	-

## Diseño de la columna de absorción empacada

### Características del empaque

Se utilizó como material de empaque anillos plásticos Nor-Pac® de 35 mm debido a cuestiones de disponibilidad y accesibilidad a datos técnicos. Este empaque presenta los siguientes parámetros de transferencia de masa e hidráulicos (Benitez, 2009; Seader & Henley, 1998).

**Tabla 2.** Parámetros de transferencia de masa e hidráulicos de los anillos Nor-Pac® plásticos de 35 mm

Parámetro	Valor	Unidades
Factor de empaque ( $F_p$ )	21	$m^{-1}$
Área de transferencia de masa por unidad de volumen (a)	141,8	$m^2/m^3$
Porosidad o fracción hueca ( $\epsilon$ )	0,944	-
Coefficiente Ch	0,587	-
Coefficiente $C_p$	0,371	-
Coefficiente $C_v$	0,425	-
Coefficiente $C_L$	0,756	-

### Diámetro de la columna empacada

El diámetro de la columna empacada fue determinado mediante correlaciones y ecuaciones descritas por autores como Benitez (2009), Perry y Green (2008) y Treybal (1980), quienes toman en cuenta factores como las condiciones de operación, los parámetros de transferencia de masa y el tipo de empaque utilizado.

El peso molecular de la mezcla gaseosa ( $M_G$ ) fue determinado a partir de la siguiente expresión:

$$M_G = y_{O_2(1)} \times M_{O_2} + y_{e(1)} \times M_e \quad [\text{kg/kmol}] \quad (\text{Ec. 1})$$

Por su parte, la densidad de la mezcla gaseosa ( $\rho_G$ ) se calculó a partir de la siguiente ecuación (Pávlov *et al.*, 1981):

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

donde  $P_0 = 100$  kPa

El caudal másico de entrada de la mezcla gaseosa ( $m_G$ ) es:

$$m_{G(1)} = Q_{G(1)} \cdot \rho_G \quad [\text{kg/h}] \quad (\text{Ec. 3})$$

La viscosidad de la mezcla gaseosa ( $\mu_G$ ) es:

$$\mu_G = \frac{M_G}{\left( \frac{y_{et(1)} \cdot M_{et}}{\mu_{et}} \right) + \left( \frac{y_{CO2(1)} \cdot M_{CO2}}{\mu_{CO2}} \right)} \quad [\text{Pa.s}] \quad (\text{Ec. 4})$$

La cantidad de etanol a absorber [ $m_{et(abs)}$ ] será de:

$$m_{et(abs)} = m_{G(1)} \cdot y_{et(1)} \cdot \left( \frac{\% Re c_{et}}{100} \right) \quad [\text{kg/h}] \quad (\text{Ec. 5})$$

De esta manera, la cantidad de líquido que abandona la columna [ $m_{L(1)}$ ] será:

$$m_{L(1)} = m_{L(2)} + m_{et(abs)} \quad [\text{kg/h}] \quad (\text{Ec. 6})$$

La fracción másica de etanol que existe en la corriente de líquido que sale de la columna [ $x_{et(1)}$ ] será:

$$x_{et(1)} = \frac{m_{et(abs)}}{m_{L(1)}} \quad (\text{Ec. 7})$$

La fracción molar de etanol en la corriente de salida de líquido [ $y_{et(1)}$ ] es:

$$y_{et(1)} = \frac{\frac{x_{et(1)}}{M_{et}}}{\frac{x_{et(1)}}{M_{et}} + \frac{(1-x_{et(1)})}{M_{H_2O}}} \quad (\text{Ec. 8})$$

La masa molar de la corriente de salida de líquido ( $M_L$ ) es:

$$M_L = y_{et(1)} \cdot M_{et} + (1-y_{et}) \cdot M_{H_2O} \quad [\text{kg/kmol}] \quad (\text{Ec. 9})$$

El parámetro de flujo ( $X$ ), el parámetro de caída de presión bajo condiciones de inundación ( $Y_{inund}$ ), el coeficiente  $C_s$  bajo condiciones de inundación [ $C_{S(inund)}$ ], la velocidad de la mezcla gaseosa bajo condiciones de inundación [ $v_{G(inund)}$ ] y la velocidad del gas ( $v_G$ ) se determinaron mediante las ecuaciones 10, 11, 12, 13 y 14, respectivamente.

$$X = \frac{m_{L(1)}}{m_{G(1)}} \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (\text{Ec. 10})$$

$$\ln Y_{inund} = -[3,5021 + 1,028 \cdot \ln X + 0,11093 \cdot (\ln X)^2] \quad (\text{Ec. 11})$$

$$C_{S(inund)} = \left[ \frac{Y_{inund}}{F_p \cdot \mu_L^{0,1}} \right]^{0,5} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 12})$$

$$v_{G(inund)} = \frac{C_{S(inund)}}{\left[ \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0,5}} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 13})$$

$$v_G = v_{G(inund)} \cdot f_{i(ce)} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 14})$$

Finalmente, el diámetro de la columna empacada ( $D_{col}$ ) se calculó a partir de la siguiente correlación:

$$D_{col} = \left[ \frac{4 \cdot \left( \frac{Q_{G(l)}}{3600} \right)}{v_G \cdot \pi} \right]^{0,5} \quad [\text{m}] \quad (\text{Ec. 15})$$

### Caída de presión en la columna empacada

Se determinó la caída de presión utilizando correlaciones descritas por Benitez (2009) y Treybal (1980), calculando inicialmente la caída de presión del gas seco, la cual servirá posteriormente para determinar la caída de presión total del sistema para las condiciones operacionales establecidas.

El diámetro efectivo de partícula ( $d_p$ ), el factor de pared ( $K_p$ ), el número de Reynolds de la fase gaseosa ( $Re_G$ ), el coeficiente de resistencia del empaque seco (o factor de fricción modificado) ( $\psi_0$ ) y la caída de presión del gas seco ( $\Delta P_0/Z$ ) fueron hallados mediante las ecuaciones 16, 17, 18, 19 y 20, respectivamente.

$$d_p = 6 \cdot \left( \frac{1 - \varepsilon}{a} \right) \quad [\text{m}] \quad (\text{Ec. 16})$$

$$K_p = \frac{1}{1 + \frac{2}{3} \cdot \left( \frac{1}{1 - \varepsilon} \right) \cdot \frac{d_p}{D_{col}}} \quad (\text{Ec. 17})$$

$$Re_G = \frac{v_G \cdot d_p \cdot \rho_G \cdot K_p}{(1 - \varepsilon) \cdot \mu_G} \quad (\text{Ec. 18})$$

$$\psi_0 = C_p \cdot \left( \frac{64}{Re_G} + \frac{1,8}{Re_G^{0,08}} \right) \quad (\text{Ec. 19})$$

$$\frac{\Delta P_0}{Z} = \psi_0 \cdot \frac{a}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_G \cdot v_G^2}{2} \cdot \frac{1}{K_p} \quad [\text{Pa/m}] \quad (\text{Ec. 20})$$

Por su parte, la velocidad del líquido ( $v_L$ ), el número de Reynolds del líquido ( $Re_L$ ), el número de Froude del líquido ( $Fr_L$ ), el coeficiente específico  $a_h/a$ , el área superficial específica efectiva –o hidráulica– del empaque ( $a_h$ ) y la acumulación de líquido ( $h_L$ ) se determinaron a partir de las ecuaciones 21, 22, 23, 24, 25 y 26, respectivamente.

$$v_L = \frac{4 \cdot \frac{m_{L(l)}}{3600}}{\rho_L \cdot \pi \cdot D_{col}^2} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 21})$$

$$Re_L = \frac{v_L \cdot \rho_L}{a \cdot \mu_L} \quad (\text{Ec. 22})$$

$$Fr_L = \frac{v_L^2 \cdot a}{g} \quad (\text{Ec. 23})$$

$$\frac{a_h}{a} = C_h \cdot \text{Re}_L^{0,5} \cdot Fr_L^{0,1} \quad \text{para } \text{Re}_L < 5$$

$$\frac{a_h}{a} = 0,85 \cdot C_h \cdot \text{Re}_L^{0,25} \cdot Fr_L^{0,1} \quad \text{para } \text{Re}_L \geq 5 \quad (\text{Ec. 24})$$

$$a_h = \frac{a_h}{a} \cdot a \quad [\text{m}^2/\text{m}^3] \quad (\text{Ec. 25})$$

$$h_L = \left[ 12 \cdot \frac{Fr_L}{\text{Re}_L} \right]^{1/3} \cdot \left[ \frac{a_h}{a} \right]^{2/3} \quad (\text{Ec. 26})$$

Finalmente, la caída de presión total del sistema ( $\Delta P/Z$ ) se calculó mediante la siguiente correlación:

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{\Delta P_0}{Z} \cdot \left( \frac{\varepsilon}{\varepsilon - h_L} \right)^{1,5} \cdot \exp\left(\frac{\text{Re}_L}{200}\right) \quad (\text{Ec. 27})$$

## Coefficientes de difusión

### Coefficiente de difusión en fase gaseosa

La teoría que describe la difusión en mezclas binarias de gases a presiones bajas y moderadas se encuentra muy bien desarrollada en la actualidad. Varios de los métodos propuestos para estimar la difusividad en sistemas binarios de gases a bajas presiones utilizan constantes empíricas basadas en datos experimentales, siendo uno de los métodos más usados el propuesto por Wilke y Lee (Benitez, 2009).

Para determinar la difusividad del etanol en dióxido de carbono en fase gaseosa se calculó primero el peso molecular de la mezcla gaseosa ( $M_{AB}$ ) [Ec. 28], luego se determinó el diámetro de colisión ( $\sigma_{AB}$ ) [Ec. 29], el parámetro ( $T^*$ ) [Ec. 30] y la integral de colisión de la difusión ( $\Omega_D$ ) [Ec. 31].

donde:

$$M_{AB} = \frac{2}{\frac{1}{M_{CO_2}} + \frac{1}{M_{et}}} \quad [\text{kg/kmol}] \quad (\text{Ec. 28})$$

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_{CO_2} + \sigma_{et}}{2} \quad [\text{Å}] \quad (\text{Ec. 29})$$

$$T^* = \frac{T}{\sqrt{\frac{e_{CO_2}}{k} \cdot \frac{e_{et}}{k}}} \quad (\text{Ec. 30})$$

$$\Omega_D = \frac{1,06036}{(T^*)^{0,15610}} + \frac{0,19300}{\exp(0,47635 \cdot T^*)} + \frac{1,03587}{\exp(1,52996 \cdot T^*)} + \frac{1,76474}{\exp(3,89411 \cdot T^*)} \quad (\text{Ec. 31})$$

Por último, el coeficiente de difusividad en fase gaseosa se halla a través de la ecuación 32:

$$D_G = \frac{\left[ 3,03 - \left( \frac{0,98}{M_{AB}^{0,5}} \right) \right] \cdot (10^{-3}) \cdot T^{3/2}}{P \cdot M_{AB}^{1/2} \cdot \sigma_{AB}^2 \cdot \Omega_D} \cdot 0,0001 \quad [\text{m}^2/\text{s}] \quad (\text{Ec. 32})$$

### **Coefficiente de difusión en fase líquida**

En contraste con el caso de los gases, en donde se dispone de una teoría cinética avanzada para explicar el movimiento molecular, las teorías de la estructura de los líquidos y sus características de transporte aún son inadecuadas para permitir un tratamiento riguroso (Benitez, 2009). Los coeficientes de difusión en fase líquida son varios órdenes de magnitud menores que la difusividad del gas y dependen de la concentración debida a los cambios en viscosidad con la concentración y a cambios en el grado de idealidad de la solución.

Para solutos en soluciones acuosas, la difusividad en fase líquida se determinó mediante la correlación de Hayduk y Minhas (Benitez, 2009):

$$D_L = \frac{1,25 \times 10^{-8} \cdot (V_{et}^{-0,19} - 0,292) \cdot T^{1,52} \cdot \mu_{H_2O}^n}{10000} \quad [\text{m}^2/\text{s}] \quad (\text{Ec. 33})$$

donde:

$$n = \frac{9,58}{V_{et}} - 1,12$$

$V_{et}$  – Volumen molar del etanol = 58,68 cm<sup>3</sup>/mol (Perry & Green, 2008)

T – Temperatura [K]

### **Coefficientes de transferencia de masa**

#### **Coefficiente convectivo de transferencia de masa en fase gaseosa**

Para determinar el coeficiente de transferencia de masa convectivo en fase gaseosa ( $k_G$ ) se utilizó la siguiente correlación (Billet & Schultes, 1991):

$$k_G = 0,1304 \cdot C_V \cdot \left[ \frac{D_G \cdot P}{R \cdot T} \right] \cdot \left( \frac{a}{[\varepsilon \cdot (\varepsilon - h_L)]^{0,5}} \right) \cdot \left( \frac{Re_G}{K_W} \right)^{3/4} \cdot Sc_G^{2/3} \quad [\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 34})$$

donde:

$C_V$  – Coeficiente de transferencia de masa (ver tabla 2)

R – Constante ideal del gas = 0,0821 m<sup>3</sup>.atm/kmol.K

a – Área de transferencia de masa por unidad de volumen [m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>]

$Re_G$  – Número de Reynolds de la fase gaseosa

$Sc_G$  – Número de Schmidt para la fase gaseosa

$$= \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G}$$

### **Coefficiente convectivo de transferencia de masa en fase líquida**

Se determinó el coeficiente de transferencia de masa convectivo en fase líquida ( $k_L$ ) mediante la siguiente ecuación (Benitez, 2009; Billet & Schultes, 1991):

$$k_L = 0,757 \cdot C_L \cdot \left[ \frac{D_L \cdot a \cdot v_L}{\varepsilon \cdot h_L} \right]^{0,5} \quad [\text{m/s}] \quad (\text{Ec. 35})$$

donde:

$C_L$  – Coeficiente de transferencia de masa (Ver tabla 2)

### **Altura del empaque**

Se determinó la velocidad molar del gas a la entrada ( $G_{My(1)}$ ) [Ec. 36]; la velocidad molar del gas a la salida ( $G_{My(2)}$ ) [Ec. 37]; la velocidad molar promedio del gas ( $G_{My}$ ) [Ec. 38]; la velocidad molar de entrada del líquido ( $G_{Mx(2)}$ ) [Ec. 39]; la velocidad molar de salida el líquido ( $G_{Mx(1)}$ ) [Ec. 40]; el factor de absorción en el fondo ( $A_1$ ) y en el tope ( $A_2$ ) [Ec. 41 y Ec. 42, respectivamente]; el promedio geométrico del factor de absorción ( $A$ ) [Ec. 43]; la composición molar del etanol en el gas de salida ( $y_{et(2)}$ ) [Ec. 44]; los coeficientes volumétricos de transferencia de masa en la fase gaseosa ( $K_{vG}$ ) y líquida ( $K_{vL}$ ) [Ec. 45 y Ec. 46, respectivamente]; el coeficiente global volumétrico de transferencia de masa ( $K_m$ ) [Ec. 47]; la altura total de una unidad de transferencia en fase gaseosa ( $H_{tOG}$ ) [Ec. 48]; y el número total de unidades de transferencia en fase gaseosa ( $N_{tOG}$ ) [Ec. 49]. Finalmente, se calculó la altura de empaque ( $Z$ ) mediante la ecuación 50.

$$G_{My(1)} = \frac{4 \cdot \frac{Q_G \cdot \rho_G}{M_G}}{3600 \cdot \pi \cdot D_{col}^2} \quad [\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 36})$$

$$G_{My(2)} = \frac{4 \cdot \left[ \left( \frac{Q_G \cdot \rho_G}{M_G} \right) - \left( \frac{Q_G \cdot \rho_G}{M_G} \right) \cdot y_{et(1)} \cdot \% \text{Re } c_{et} \right]}{3600 \cdot \pi \cdot D_{col}^2} \quad [\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 37})$$

$$G_{My} = \frac{G_{My1} + G_{My2}}{2} \quad [\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 38})$$

$$G_{Mx(2)} = \frac{4 \cdot \frac{m_{L(2)}}{M_{H2O}}}{3600 \cdot \pi \cdot D_{col}^2} \quad [\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 39})$$

$$G_{Mx(1)} = \frac{4 \cdot \left[ \left( \frac{m_{L(2)}}{M_{H2O}} \right) - \left( \frac{Q_G \cdot \rho_G}{M_G} \right) \cdot y_{et(1)} \cdot \% \text{Re } c_{et} \right]}{3600 \cdot \pi \cdot D_{col}^2} \quad [\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 40})$$

$$A_1 = \frac{G_{Mx(1)}}{G_{My(1)} \cdot \varphi} \quad (\text{Ec. 41})$$

$$A_2 = \frac{G_{Mx(2)}}{G_{My(2)} \cdot \varphi} \quad (\text{Ec. 42})$$

$$A = \frac{A_1 + A_2}{2} \quad (\text{Ec. 43})$$

$$y_{et(2)} = (100 - \% \text{Rec}_{et}) \cdot y_{et(1)} \quad (\text{Ec. 44})$$

$$K_{vG} = k_G \cdot a_h \quad [\text{kmol/m}^3 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 45})$$

$$K_{vL} = k_L \cdot a_h \cdot \frac{\rho_L}{M_{H_2O}} \quad [\text{kmol/m}^3 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 46})$$

$$K_m = \frac{1}{\frac{1}{K_{vG}} + \frac{\varphi}{K_{vL}}} \quad [\text{kmol/m}^3 \cdot \text{s}] \quad (\text{Ec. 47})$$

$$H_{tOG} = \frac{G_{My}}{K_m} \quad [\text{m}] \quad (\text{Ec. 48})$$

$$N_{tOG} = \frac{\ln \left\{ \left[ \frac{y_{et(1)} - (\varphi \cdot x_{et(2)})}{y_{et(2)} - (\varphi \cdot x_{et(2)})} \cdot \left( 1 - \frac{1}{A} \right) \right] + \frac{1}{A} \right\}}{1 - \frac{1}{A}} \quad (\text{Ec. 49})$$

$$Z = H_{tOG} \cdot N_{tOG} \quad [\text{m}] \quad (\text{Ec. 50})$$

## Costo de la columna

Se calculó el costo de la columna haciendo uso de la figura 14.84, página 14-88, presentada en el trabajo de Perry y Green (2008). El costo mostrado en esta figura tiene como fecha de referencia enero de 1979, de esta manera, con el fin de actualizar este costo al año en curso (2018) se empleó la siguiente ecuación (Perry & Green, 2008; Peters & Timmerhaus, 1991):

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

donde:

$C_{col(2018)}^h$  – Costo de la columna en el año 2018 (USD)

$C_{col(1979)}^h$  – 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

El costo de la columna en el trabajo de Perry y Green (2008) está referido por metro de altura (USD/m).

## Resultados y discusión

La tabla 3 muestra los parámetros calculados durante la determinación del diámetro de la torre y la caída de presión. Por su parte, la tabla 4 muestra los parámetros determinados durante el cálculo de los coeficientes de difusión y los coeficientes de transferencia de masa. Por último, la tabla 5 presenta los resultados obtenidos al determinar la altura de empaque.

**Tabla 3.** Resultados de diámetro de la columna y caída de presión

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
<b>Diámetro de la columna</b>			
$\rho_G$	(2)	1,993	kg/m <sup>3</sup>
$\mu_G$	(4)	1,362x10 <sup>-5</sup>	Pa.s
$m_{et(abs)}$	(5)	185,93	kg/h
$m_{L(1)}$	(6)	1.085,93	kg/h
$x_{et(1)}$	(7)	0,171	-
$y_{et(1)}$	(8)	0,075	-
$M_L$	(9)	20,12	kg/kmol
$X$	(10)	0,036	-
$Y_{inund}$	(11)	0,270	-
$C_{s(inund)}$	(12)	0,161	m/s
$v_{G(inund)}$	(13)	3,600	m/s
$v_G$	(14)	2,160	m/s
$D_{col}$	(15)	0,334	m
<b>Caída de presión</b>			
$d_p$	(16)	0,0024	m
$K_p$	(17)	0,922	-
$Re_G$	(18)	12.328,7	-
$\Psi_0$	(19)	0,316	-
<b><math>\Delta P_\rho/Z</math></b>	<b>(20)</b>	<b>269</b>	<b>Pa/m</b>
$v_L$	(21)	0,0035	m/s
$Re_L$	(22)	27,3	-
$Fr_L$	(23)	1,73x10 <sup>-4</sup>	-
$a_H/a$	(24)	0,480	-
$a_h$	(25)	68,0	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
$h_L$	(26)	0,0260	-
<b><math>\Delta P/Z</math></b>	<b>(27)</b>	<b>321</b>	<b>Pa/m</b>

**Tabla 4.** Coeficientes de difusión y de transferencia de masa

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
$M_{AB}$	(28)	45,02	Kg/kmol
$\sigma_{AB}$	(29)	4,236	Å
$T^*$	(30)	1,12	-
$\Omega_D$	(31)	1,364	-
$D_G$	(32)	$8,21 \times 10^{-6}$	$m^2/s$
$D_L$	(33)	$1,36 \times 10^{-9}$	$m^2/s$
$k_G$	(34)	0,00339	$kmol/m^2.s$
$k_L$	(35)	$9,46 \times 10^{-5}$	$m/s$

**Tabla 5.** Altura de empaque

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
$G_{My(1)}$	(36)	0,0972	$kmol/m^2.s$
$G_{My(2)}$	(37)	0,0838	$kmol/m^2.s$
$G_{My}$	(38)	0,0905	$kmol/m^2.s$
$G_{Mx(2)}$	(39)	0,159	$kmol/m^2.s$
$G_{Mx(1)}$	(40)	0,145	$kmol/m^2.s$
$A_1$	(41)	6,530	-
$A_2$	(42)	8,263	-
$A$	(43)	7,397	-
$y_{et(2)}$	(44)	0,0028	-
$K_{vG}$	(45)	0,230	$kmol/m^3.s$
$K_{vL}$	(46)	0,356	$kmol/m^3.s$
$K_m$	(47)	0,201	$kmol/m^3.s$
$H_{tOG}$	(48)	0,451	m
$N_{tOG}$	(49)	4,36	-
<b>Z</b>	<b>(50)</b>	<b>1,97</b>	<b>m</b>

De acuerdo con lo que se observa en las tablas 3-5, se obtuvo un valor del diámetro de la columna empacada de 0,334 m; una caída de presión de 321 Pa/m, la cual es inferior a la permisible por el sistema de absorción (350 Pa/m); un coeficiente convectivo de transferencia de masa en fase gaseosa y fase líquida de 0,00339  $kmol/m^2.s$ ; y de  $9,46 \times 10^{-5}$  m/s, respectivamente. Además, se obtuvo un coeficiente global de transferencia de masa de 0,201  $kmol/m^3.s$ . Por último, la altura de empaque presentó un valor de 1,97 m (~ 2,00 m).

### Costo de la columna

Utilizando la ecuación 51 para determinar el costo de la columna, se tiene que:

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

donde:

$$C_{col(1979)}^h = \$ 2.165/m \text{ (Perry \& Green, 2008)}$$

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

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

Sustituyendo estos valores en la ecuación 48, el costo de la columna por metro de altura será de:

$$C_{col(2018)}^h = 2.165 \cdot \frac{605,2}{239,0}$$

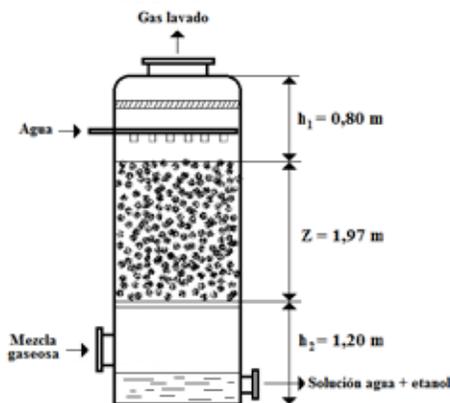
$$C_{col(2018)}^h = \text{USD } \$ 5.482/m$$

Teniendo en cuenta que la altura de empaque calculada es de 1,97 m y que las secciones, tanto por encima como por debajo de la sección de empaque, tendrán una longitud de 0,80 m y 1,20 m (figura 3), respectivamente, según las dimensiones recomendadas por la literatura consultada (Hoz, 2003; NorPro, 2001), las cuales se establecen con el objetivo de manejar y acumular los diferentes caudales de entrada y salida de los fluidos que se utilizan, al instalar los distribuidores de líquido y los eliminadores de arrastres, entre otras aplicaciones, se obtendrá una altura final de la columna empacada de:

$$h_{T(col)} = h_1 + Z + h_2 = 0,80 + 1,97 + 1,20$$

$$h_{T(col)} = 3,97 \approx 4,00 \text{ m}$$

Figura 3. Alturas consideradas durante el diseño de la columna empacada



Por último, el costo total de la columna, considerando la altura total calculada con anterioridad [ $h_{T(col)}$ ], será:

$$C_{col(2018)}^h = 2.165 \cdot \frac{605,2}{239,0} \quad [\$] \quad (\text{Ec. 52})$$

$$C_{col(2018)}^h = \text{USD } \$ 5.482/m$$

## CONCLUSIONES

Se lleva a cabo el diseño de una columna empacada a partir de una metodología que emplea correlaciones y datos establecidos fundamentalmente en los trabajos de Benitez (2009), Billet y Schultes (1991), Perry y Green (2008), Seader y Henley (1998) y Treybal (1980). Los resultados de este trabajo indican que el diámetro de la columna tuvo un valor de 0,334 m; la caída de presión total calculada fue de 321 Pa/m, la cual es inferior a la permisible para el sistema de absorción (350 Pa/m); el coeficiente global volumétrico de transferencia de masa fue de 0,201 kmol/m<sup>3</sup>s; mientras que se obtuvo una altura de empaque de 1,97 m (~ 2 m). En conclusión, la columna tendrá una altura total de 4 m y un costo aproximado de USD 22.000.

## REFERENCIAS

- Benitez, J. (2009). *Principles and modern applications of mass transfer operations* (2<sup>nd</sup> Ed.). Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc. Billet, R., & Schultes, M. (1991). *Beitrage zur Verfahrens- und Umwelt-technik*. Germany: Ruhr-Universität-Bochum.
- CEPCI]. (2018). *Economic Indicators*. Chemical Engineering, 125(10), 76.
- Chen, L., Repke, J.-U., Wozny, G., & Wang, S. (2009). Extension of the Mass Transfer Calculation for Three-Phase Distillation in a Packed Column: Nonequilibrium Model Based Parameter Estimation. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 48, 7289-7300.
- El-Behilil, M. A., El-Gezawi, S. M., & Adma, S. A. (2012). *Simplified packed tower design calculation for the removal of VOC's from contaminated water*. Trabajo presentado en 16<sup>th</sup> International Water Technology Conference (IWTC 16), Istanbul, Turkey.
- Haroun, Y., & Raynal, L. (2016). Use of Computational Fluid Dynamics for Absorption Packed Column Design. *Oil & Gas Science and Technology*, 71(3), 1-17.
- Hoz, H. J. d. I. (2003). *Diseño de un módulo para el dimensionamiento hidráulico de torres empacadas*. Tesis de Diploma, Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, Colombia.
- Nicolaiewsky, E. M. A., Tavares, F. W., Rajagopal, K., & Fair, J. R. (1999). Liquid film flow and area generation in structured packed columns. *Powder Technol.*, 104, 84-94.
- NorPro. (2001). *Packed Towers Internal Guide* (pp. 56). Akron, u.s.a: Saint-Gobain NorPro Corporation.
- Olutoye, M. A., & Mohammed, A. (2006). Modelling of a Gas-Absorption Packed Column for Carbon Dioxide-Sodium Hydroxide System. *AU J.T.*, 10(2), 132-140. Orlando, A. E., Medina, L. C., Mendes, M. F., & Nicolaiewsky, E. M. A. (2009). HETP evaluation of structured packing distillation column. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 26(3), 619-633.
- Pávlov, K.F, Romankov, P.G., Noskov, A.A. (1981). Problemas y Ejemplos para el Curso de Operaciones Básicas y Aparatos en la Tecnología Química, Moscú: Ediciones MIR.
- 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.
- Rocha, J. A., Bravo, J. L., & Fair, J. R. (1993). Distillation columns containing structured packings: A comprehensive model for their performance. I. Hydraulic models. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 32, 641-651.
- Rose, L. M. (1985). *Distillation Design in Practice*. Amsterdam: Elsevier.
- Seader, J. D., & Henley, E. J. (1998). *Separation Process Principles*. New York: Wiley.
- Selatnia, M., Illoul, R., & Boucherit, M. S. (2014). Modeling and Output Feedback Distributed Control for an Absorption Packed Column. *J. Chem. Eng. Process. Technol.*, 5(4), 1-8.
- Treybal, R. E. (1980). *Mass-Transfer Operations* (3rd ed.). New York: McGraw-Hill.
- Tsai, R. E., Seibert, A. F., Eldridge, R. B., & Rochelle, G. T. (2011). A Dimensionless Model for Predicting the Mass-Transfer Area of Structured Packing. *AIChE Journal*, 57(5), 1173-1184.