

Diseño de una columna empacada y una torre de bandejas perforadas para la absorción de etanol. 1. Diseño de la columna empacada

Pérez Sánchez, Amaury; Pérez Sánchez, Eddy Javier; Liaño Abascal, Norlem

Diseño de una columna empacada y una torre de bandejas perforadas para la absorción de etanol. 1. Diseño de la columna empacada

Revista Mutis, vol. 9, núm. 1, 2019

Universidad de Bogotá Jorge Tadeo Lozano, Colombia

DOI: <https://doi.org/10.21789/22561498.1431>

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
Universidad de Camagüey Ignacio Agramonte y Loynaz,
Cuba
 amaury.psanchez@reduc.edu.cu

DOI: <https://doi.org/10.21789/22561498.1431>

Eddy Javier Pérez Sánchez
Empresa Servicios Automotores S. A., Cuba
 eddypsanchez@nauta.cu

Norlem Liaño Abascal
Universidad de Camagüey Ignacio Agramonte y Loynaz,
Cuba
 norlem.liano@reduc.edu.cu

Recepción: 19 Octubre 2019
 Aprobación: 30 Noviembre 2019

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 NorPac® 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/m³s; 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/m³s 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
 - Estimación de la caída de presión

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; Olutoye & Mohammed, 2006; Selatnia, Illoul, & Boucherit, 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, SO₂ y NO_x. Este empaque es también empleado en lavadores industriales para la absorción (o recobrado) de alcoholes y otros compuestos químicos solubles (figura 1).

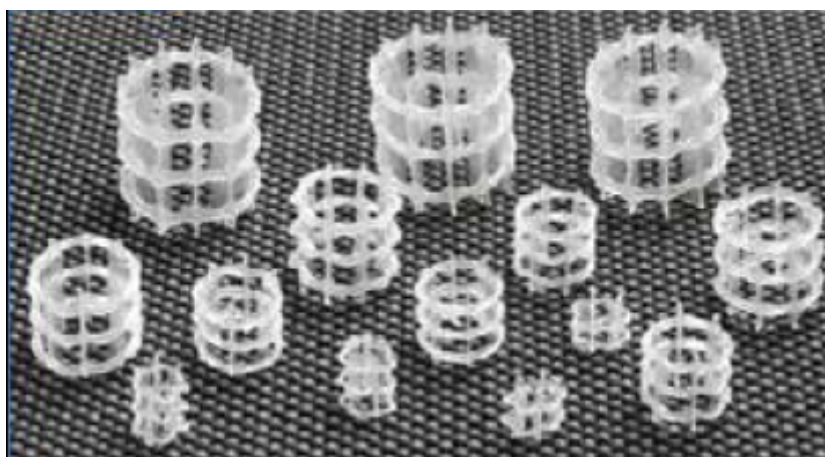


FIGURA 1
Anillos Nor-Pac[®]

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 m³/h de una mezcla gaseosa compuesta por 86 % mol de dióxido de carbono (CO₂) y 14 % mol de etanol a una temperatura de 25 °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 °C (298 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 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 atm y 298 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 °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 $\phi = H/P = 0,272/1,1 = 0,229$.

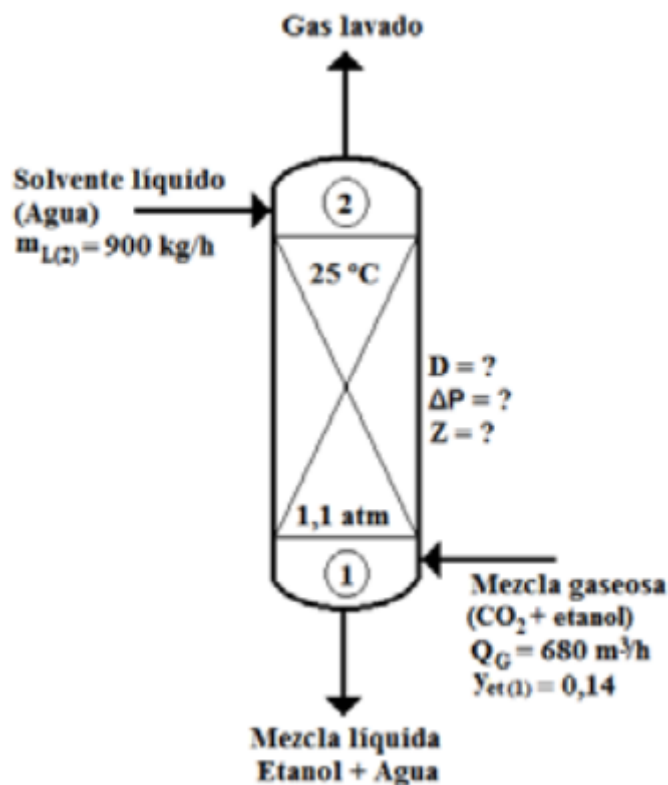


FIGURA 2
Esquema general del sistema de absorción etanol/agua

Datos iniciales

La tabla 1 muestra los datos iniciales requeridos para efectuar el diseño de la columna empacada. Con respecto a las propiedades fisicoquímicas de las sustancias, estas fueron tomadas de Perry y Green (2008).

Parámetro	Valor	Unidades
Mezcla gaseosa		
Caudal volumétrico (Q_v)	680	m ³ /h
Fración molar del dióxido de carbono [Y_{CO_2}]	0,86	-
Fración molar del etanol [Y_{EtOH}]	0,14	-
Temperatura (T_a)	298	K
Presión (P_a)	110	kPa
Líquido		
Caudal másico [m_{Liq}]	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*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*10 ⁻⁵	Pa.s
Viscosidad del etanol gaseoso (μ_{Et})	8,929*10 ⁻⁶	Pa.s
% de recuperación de etanol requerido (%Rec _{Et})	98	%
Factor de inundación columna empacada ($f_{f,cc}$)	0,6	-
Factor de inundación torre de bandejas ($f_{f,tt}$)	0,8	-
Caída de presión máxima permisible ($\Delta P_{perm}/Z$)	350	Pa/m
Aceleración de la gravedad (g)	9,81	m/s ²
Diámetro de colisión del dióxido de carbono (σ_{CO_2})	3,941	Å
Diámetro de colisión del etanol (σ_{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 ³ .atm/kmol.K
Constante de Henry (H)	0,252	atm
Coefficiente de distribución (ϕ)	0,229	-

TABLA 1
Datos iniciales requeridos para llevar a cabo las metodologías de diseño

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).

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 (ϵ)	0,944	-
Coficiente Ch	0,587	-
Coficiente C_p	0,371	-
Coficiente C_v	0,425	-
Coficiente C_l	0,756	-

TABLA 2

Parámetros de transferencia de masa e hidráulicos de los anillos Nor-Pac® plásticos de 35 mm

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:

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

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

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

donde $P_0 = 100$ kPa

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

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

La viscosidad de la mezcla gaseosa (μ_G) es:

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

La cantidad de etanol a absorber [met(abs)] será de:

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

De esta manera, la cantidad de líquido que abandona la columna [mL(1)] será:

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

La fracción másica de etanol que existe en la corriente de líquido que sale de la columna [xet(1)] será:

$$x_{et(1)} = \frac{m_{et(abs)}}{m_{L(1)}} \quad \text{[Ecuación 7]}$$

La fracción molar de etanol en la corriente de salida de líquido [yet(1)] es:

$$y_{et(1)} = \frac{\frac{x_{et(1)}}{M_{et}}}{\frac{x_{et(1)}}{M_{et}} + \frac{(1 - x_{et(1)})}{M_{H2O}}} \quad \text{[Ecuación 8]}$$

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

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

[Ecuación 9]

El parámetro de flujo (X), el parámetro de caída de presión bajo condiciones de inundación (Yinund), el coeficiente Cs bajo condiciones de inundación [CS(inund)], la velocidad de la mezcla gaseosa bajo condiciones de inundación [vG(inund)] y la velocidad del gas (vG) se determinaron mediante las ecuaciones 10, 11, 12, 13 y 14, respectivamente.

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

[Ecuación 10]

$$\ln Y_{inund} = - \left[3,5021 + 1,028 \cdot \ln X + 0,11093 \cdot (\ln X)^2 \right]$$

[Ecuación 11]

$$C_{S(inund)} = \left[\frac{Y_{inund}}{F_p \cdot \mu_L^{0,1}} \right]^{0,5}$$

[Ecuación 12]

$$v_{G(inund)} = \frac{C_{S(inund)}}{\left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0,5}}$$

[Ecuación 13]

$$v_G = v_{G(inund)} \cdot f_{i(ce)}$$

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

$$D_{col} = \left[\frac{4 \cdot \left(\frac{Q_{G(1)}}{3600} \right)}{v_G \cdot \pi} \right]^{0,5} \quad [m]$$

[Ecuación 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) (ψ_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.

$$d_P = 6 \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon}{a} \right) \quad [m]$$

[Ecuación 16]

$$K_P = \frac{1}{1 + \frac{2}{3} \cdot \left(\frac{1}{1 - \varepsilon} \right) \cdot \frac{d_P}{D_{col}}}$$

[Ecuación 17]

$$Re_G = \frac{v_G \cdot d_P \cdot \rho_G \cdot K_P}{(1 - \varepsilon) \cdot \mu_G}$$

[Ecuación 18]

$$\psi_0 = C_P \cdot \left(\frac{64}{Re_G} + \frac{1,8}{Re_G^{0,08}} \right)$$

[Ecuación 19]

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

[Ecuación 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 ah/a , el área superficial específica efectiva –o hidráulica– del empaque (ah) y la acumulación de líquido (h_L) se determinaron a partir de las ecuaciones 21, 22, 23, 24, 25 y 26, respectivamente.

$$v_L = \frac{4 \cdot \frac{m_{L(1)}}{3600}}{\rho_L \cdot \pi \cdot D_{col}^2} \quad [\text{m/s}]$$

[Ecuación 21]

$$Re_L = \frac{v_L \cdot \rho_L}{a \cdot \mu_L}$$

[Ecuación 22]

$$Fr_L = \frac{v_L^2 \cdot a}{g}$$

[Ecuación 23]

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

$$\frac{a_h}{a} = 0,85 \cdot C_h \cdot Re_L^{0,25} \cdot Fr_L^{0,1} \quad \text{para } Re_L \geq 5$$

[Ecuación 24]

$$a_h = \frac{a_h}{a} \cdot a$$

[Ecuación 25]

$$h_L = \left[12 \cdot \frac{Fr_L}{Re_L} \right]^{1/3} \cdot \left[\frac{a_h}{a} \right]^{2/3}$$

[Ecuación 26]

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

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{\Delta P_0}{Z} \cdot \left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon - h_L} \right)^{1,5} \cdot \exp\left(\frac{Re_L}{200} \right)$$

[Ecuación 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 (MAB) [Ec. 28], luego se determinó el diámetro de colisión (σ_{AB}) [Ec. 29], el parámetro (T^*) [Ec. 30] y la integral de colisión de la difusión (Ω_D) [Ec. 31].

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

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_{CO_2} + \sigma_{et}}{2} \quad [\text{Å}] \quad [\text{Ecuación 29}]$$

$$T^* = \frac{T}{\sqrt{\frac{e_{CO_2}}{k} \cdot \frac{e_{et}}{k}}} \quad [\text{Ecuación 30}]$$

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

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

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

Coficiente 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):

$$D_L = \frac{1,25 \times 10^{-8} \cdot (V_{et}^{-0.19} - 0,292) \cdot T^{1,52} \cdot \mu_{H_2O}^n}{10000} \quad [m^2/s]$$

donde:

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

V_{et} – Volumen molar del etanol = 58,68 cm³/mol (Perry & Green, 2008)

T – Temperatura [K]

[Ecuación 33]

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):

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

donde:

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

R – Constante ideal del gas = 0,0821 m³·atm/kmol·K

a – Área de transferencia de masa por unidad de volumen [m²/m³]

Re_G – Número de Reynolds de la fase gaseosa

Sc_G – Número de Schmidt para la fase gaseosa = $\frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G}$

[Ecuación 34]

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):

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

[Ecuación 35]

donde:

CL – 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 (M_y) [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 ($HtOG$) [Ec. 48]; y el número total de unidades de transferencia en fase gaseosa ($NtOG$) [Ec. 49]. Finalmente, se calculó la altura de empaque (Z) mediante la ecuación 50.

$$G_{My} = \frac{G_{My1} + G_{My2}}{2} \quad [\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}] \quad [\text{Ecuación 36}]$$

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

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

$$G_{Mx(2)} = \frac{4 \cdot \frac{m_{L(2)}}{M_{H_2O}}}{3600 \cdot \pi \cdot D_{col}^2} \quad [\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}] \quad [\text{Ecuación 39}]$$

$$G_{Mx(1)} = \frac{4 \cdot \left[\left(\frac{m_{L(2)}}{M_{H_2O}} \right) - \left(\frac{Q_G \cdot \rho_G}{M_G} \right) \cdot y_{et(1)} \cdot \% \text{Re } c_{et} \right]}{3600 \cdot \pi \cdot D_{col}^2} \quad [\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}] \quad [\text{Ecuación 40}]$$

$$A_1 = \frac{G_{Mx(1)}}{G_{My(1)} \cdot \varphi}$$

[Ecuación 41]

$$A_2 = \frac{G_{Mx(2)}}{G_{My(2)} \cdot \varphi}$$

[Ecuación 42]

$$A = \frac{A_1 + A_2}{2}$$

[Ecuación 43]

$$y_{et(2)} = (100 - \%Re c_{et}) \cdot y_{et(1)}$$

[Ecuación 44]

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

[Ecuación 45]

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

[Ecuación 46]

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

[Ecuación 47]

$$H_{tOG} = \frac{G_{My}}{K_m} \quad [m] \quad \text{[Ecuación 48]}$$

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

$$Z = H_{tOG} \cdot N_{tOG} \quad [m] \quad \text{[Ecuación 50]}$$

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):

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

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.

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
Diámetro de la columna			
ρ_G	(2)	1,993	kg/m ³
μ_G	(4)	1,362x10 ⁻⁴	Pa.s
$m_{e(lab)}$	(5)	185,93	kg/h
$m_{(2)}$	(6)	1.085,93	kg/h
$x_{e(l)}$	(7)	0,171	-
$y_{e(l)}$	(8)	0,075	-
M_L	(9)	20,12	kg/kmol
X	(10)	0,036	-
Y_{fund}	(11)	0,270	-
$C_{d(fund)}$	(12)	0,161	m/s
$V_{d(fund)}$	(13)	3,600	m/s
v_G	(14)	2,160	m/s
D_{col}	(15)	0,334	m
Caída de presión			
d_p	(16)	0,0024	m
K_p	(17)	0,922	-
Re_G	(18)	12.328,7	-
ψ_G	(19)	0,316	-
$\Delta P_0/Z$	(20)	269	Pa/m
v_L	(21)	0,0035	m/s
Re_L	(22)	27,3	-
Fr_L	(23)	1,73x10 ⁻⁴	-
a_p/a	(24)	0,480	-
a_b	(25)	68,0	m ² /m ³
h_L	(26)	0,0260	-
$\Delta P/Z$	(27)	321	Pa/m

TABLA 3
Resultados de diámetro de la columna y caída de presión

Parámetro	Ecuación	Valor	Unidades
M_{AB}	(28)	45,02	Kg/kmol
σ_{AB}	(29)	4,236	Å
T^*	(30)	1,12	-
Ω_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 4
Coeficientes de difusión y de transferencia de masa

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	-
Z	(50)	1,97	m

TABLA 5
Altura de empaque

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 (\sim 2,00 m).

Costo de la columna

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

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

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

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

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:

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

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

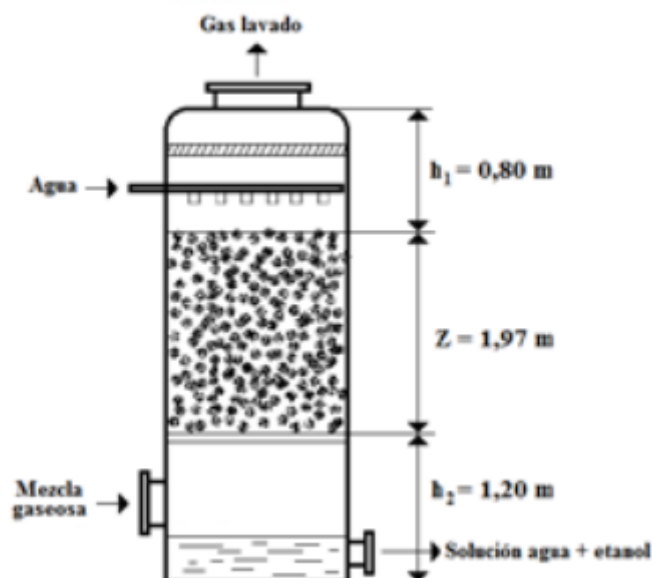


FIGURA 3
Alturas consideradas durante el diseño de la columna empacada

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

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

$$C_{col(2018)}^h = USD \$ 5.482/m \quad \text{[Ecuación 52]}$$

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/m³s; 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 (2nd Ed.). Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc. Billet, R., & Schultes, M. (1991). Beitrage zur Verfahrens- und Umwelt-technik. Germany: Ruhr-Universitat- 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 16th 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. l. (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). hetsp 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.